MRI 82/4

MINERAL POLICY SECTOR
INTERNAL REPORT

A GENERALIZED ESTIMATING MODEL FOR THE KENNECOTT JOINT VENTURE, MANGANESE NODULE PROCESSING FACILITY

D.E.C. KING
Mineral Policy Sector

D.W.PASHO
Ocean Mining Division

Energy, Mines and Resources Canada
Minerals

Énergie, Mines et Ressources Canada
Minéraux

CANADA

DEPARTMENT OF ENERGY, MINES AND RESOURCES

OTTAWA

Mineral Policy Sector Internal Report
MRI 82/4

A GENERALIZED ESTIMATING MODEL FOR THE KENNECOTT JOINT VENTURE, MANGANESE NODULE PROCESSING FACILITY

Prepared in conjunction with the
Departmental Coordinating Committee on Ocean Minings
Deep Ocean Mining Study

by

D.E.C. King
Mineral Policy Sector

and
D.W. Pasho
Ocean Mining Division
Canada Oil and Gas Lands Administration

December, 1979

FOREWORD

This report is one of four from amongst a series of internal reports* prepared in conjunction with an extensive assessment of deep seabed resources undertaken by the Deep Ocean Working Group of Departmental Co-ordinating Committee on Ocean mining. Although originally intended for internal use they are now being made available because of the significant award of information contained and because they were in a form that allowed publication with relatively little additional work and editing. In some cases, illustrations will appear as they did in the original reports for reasons of time and cost.

---

* originally RMB Internal Report 1979-4
(Kennecott Estimating Model)

CONTENTS

	Page
INTRODUCTION	1
Background and Purpose	1
Review of Kennecott Joint Venture Processing Work	1
Nodule Characteristics	3
APPROACH	4
Basis for Establishing the Model	4
General Comments Regarding the Modelled Process	5
Methodology	6
PROCESS DISCUSSION	9
Site Development and Associated Offsite Services	9
Auxiliary Facilities	9
Stockpiling, Reclaiming and Materials Handling	10
Reduction Leach and Wash	10
Regeneration and Effluent Treatment	12
Solvent Extraction	12
Electrolysis	13
Cobalt Recovery	14
Waste Disposal	14
ESTIMATING CRITERIA, PLANT SECTION SUMMARY	15
Site Development and Associated Offsite Services	15
Auxiliary Facilities	15
Stockpiling, Reclaiming and Materials Handling	16
Reduction Leach	16
Solvent Extraction	17
Electrolysis	17
Waste Disposal	18
SUMMARY OF PLANT INPUTS	20
Nodules	20
Power	20
Steam	20
Water	20
Other Materials	20

CONTENTS (CONT'D)

	Page
REFERENCES CITED	22
APPENDICES	
I. Physical Characteristics of Nodules	27
II. Mass Balance Notes	29
III. Comparisons: this study/EIC Corporation	31
IV. Main Capital Equipment Items	33
FIGURES	
1. Schematic Flowsheet for Processing Manganese Nodules Based on a Possible Kennecott Joint Venture Process	8
TABLES	
1. Assumed Average Nodule Composition	7
2. Metal Recoveries in Kennecott Nodule Processing	19
3. Materials Input Requirements	21

INTRODUCTION

Background and Purpose

In order to provide a sound technical foundation for policy development with respect to deep seabed resources, the Department of Energy, Mines and Resources Coordinating Committee on Ocean Mining (DCOM), undertook a broad-ranging study of the technical and economic aspects of seabed resource development. Background work on processing of seabed manganese nodules progressed from a state of the art review (Ritcey, 1976) to more specific reviews of the processes to be used by the individual seabed mining consortia (Ritcey et al, 1976 a, b and c; Lucas and MacKinnon, 1976). For the present work, two processes were selected to represent possible hydrometallurgical and pyrometallurgical routes for more detailed consideration, including cost estimates.

This paper outlines an estimating model for a hydrometallurgical nodule processing scheme as it might be used by the Kennecott Joint Venture. The process outlined is to be used as a basis for preparing processing cost estimates for use in conjunction with mining and transportation costs being developed for the modelled Kennecott Joint Venture ocean mining operation. This portion of the overall model encompasses the handling and treatment of nodules from the time they are unloaded on shore through the production of saleable refined product forms (Processing Sector). The method of unloading, the approach to overland transportation from a port facility to the process plant stockpile and the method of waste disposal are not specified due to the variety of cases that may actually arise. In a complete Kennecott model, these aspects are considered to be site specific and can be dealt with depending upon the situation encountered at the specific processing site selected.

This approach is taken in order to deal with the processing sector of the model in a manner that provides for flexible application of the economic analysis with respect to the site location. It allows, for instance, the results of this study to be applied directly to a joint study, by the Department of Energy, Mines and Resources and the British Columbia Ministry of Economic Development of potential processing site locations in the Province of British Columbia.

Review of Kennecott Joint Venture Processing Work*

Kennecott's early processing work on manganese nodules was in large part conducted at the Metal Mining Division, Research Department in Salt Lake City. Between 1962, when they dredged their first bulk samples for processing studies (Schatz, 1971), and the late 1960s, a variety of processing work, including literature reviews, contracted studies and in-

---

* Summarized from Pasho (1976).

house bench and small pilot scale operations (smelting), were conducted. Their early work on nodules included experiments using nodules to remove sulphur compounds from gases (Zimmerley, 1967) bench scale testing of various process approaches by the Utah Engineering Experimental Station of the University of Utah (Hanson et al, 1976 and 1978) as well as feasibility studies of smelting processes (Beck and Messner, 1970). With respect to hydrometallurgical approaches it was recognized that a method had to be found for altering the structure of the nickel-copper containing the manganese phases so as to improve the accessibility of these metals to leaching agents. As was later noted (Agarwal et al, 1978) "the key problem to be solved was to discover a route for breaking the manganese matrix without the use of high temperature reduction methods or aggressive solutions that dissolve the entire ore".

In the late 1960s, after the processing studies were moved to Kennecott's Ledgemont Laboratory at Lexington, Massachusetts, work appears to have focussed on hydrometallurgical approaches incorporating an ammoniacal leach of reduced nodules - an approach apparently based on the Caron process. Considerable attention was given to methods for effecting the initial reduction and included the use of manganous ions in the leach solution (Skarbo, 1973), gaseous reductants (Redman, 1973), roasting with carbon containing material (Wilder and Andreola, 1973) and leaching at high temperatures and pressures (Skarbo, 1973). Attention was also given to the leaching step (Wilder, 1973), metal separation (Skarbo and Miguel, 1974 and Skarbo, 1974) and the form of feed material (Agarwal and Wilder, 1974).

The basic approach during this period appears to have called for an initial reduction stage during which the nodules, in a finely divided state, were reduced in a fluid bed reactor system in a rotary kiln. This step was then followed by an ammoniacal leach to remove the metals therefrom and subsequently separate the residues from the metal rich leachate. In addition to the difficulties associated with the nodule reduction step, the finely divided state of the nodules also appears to have complicated materials handling during the reduction stage as well as during the latter stages of residue separation. The finely divided state of the nodule residue would necessitate large capital and space requirements for settling chambers, thickeners and filtration equipment (Agarwal and Wilder, 1974). These problems apparently were the impetus for their investigations into pelletizing.

During this time further work appears to have been done on smelting processes, particularly with respect to facilitating reduction (Wilder and Galen, 1976).

By 1972 the difficulties associated with the reduction step were resolved by the "...discovery of an internally generated catalytic intermediate to enable the use of a readily available reducing gas for nodule reduction at low temperature. The reducing gas is carbon monoxide and the catalytic intermediate is cuprous ion. Together they accomplish the reduction of tetravalent to divalent manganese in an ammoniacal

seawater slurry of nodules at ambient temperature and pressure" (Agarwal et al, 1978, page 2). The key patent that incorporates this discovery is "Recovery of metal values from manganese deepsea nodules using ammoniacal cuprious leach solutions" (Szabo, 1976, U.S. Patent No. 3983017).

Some work during the early 1970s focussed on improvements in extracting metal values from the leach slurry (Pemsler et al, 1976) reagent reclaiming and recycle (Pemsler et al, 1977) metal separation by fluid ion exchange (Agarwal et al, 1976) and the cobalt stripping circuit (Hubred et al, 1978).

Substantial tonnages of nodules (several hundred tons) became available for larger scale process work during 1970 (Kennecott Copper Corporation Annual Report, 1970) and 1972 (Kennecott Copper Corporation Annual Report, 1972). Also in 1972 a pilot processing facility with a capacity of approximately 1/2 ton per day was designed and constructed at Ledgemont Laboratory to test the "cuprion process". The largest pilot was run during 1973 (Metals Week, January 8, 1973) with subsequent pilots being run in 1974 and occasionally since that time. Much of the work now being conducted amounts to refinement of the "cuprion process".

Although most of the process development work was done in house, a small research contract was granted to the Colorado School of Mines Research Institute (CSMRI) to screen fluid ion exchange reagents. The work was conducted after Kennecott had decided upon an ammoniacal leaching process and noted that there was no technically and economically satisfactory commercial process for the separation and production of the metal values from the pregnant liquor (Agarwal et al, 1976).

Nodule Characteristics*

Manganese nodules are principally composed of manganese and iron oxides in which are disseminated nickel, copper and cobalt values. Because the values do not occur as separate minerals, the concept of liberation size and physical beneficiation have little practical application in their recovery. There tends, however, to be an association of nickel and copper with the manganese oxide phases (todorokite, birnessite, and delta MnO_2) while cobalt tends to be associated with nodules relatively enriched in iron phases. The gangue fraction consists principally of clay minerals including montmorillonite, chlorite, kaolinite and phillisite and a biogenic fraction of calcium carbonate and silicon.

---

* A good summary of nodule characteristics from the standpoint of processing is provided by Fuerstenau and Han (1978).

Nodules are extremely porous, being filled with extremely fine pores of the order of 100 A° diameter resulting in porosities near 60% by volume and surface areas of about 200 m^2/g (Agarwal et al, 1976 also see Gross and McLeod, 1977, Appendix I). As a result of this the moisture content of nodules is approximately 30 to 40% on a wet weight basis. This also has important implications with respect to slurry densities. Because of the large amount of free water held in the pores, fluidity is obtained only by operating with lower pulp densities than normally used with more granular solids.

The nodules are friable and easy to grind. The Bond index (for close circuit rod milling) for two North Pacific nodule samples are reported by Brooke and Prosser (1969) as being 8.8 and 13.7 kwh/ton and about 7 kwh/short ton according to Agarwal et al, 1976).

APPROACH

Basis for Establishing the Model

Kennecott Copper Corporation (now called Kennecott Corporation) (Agarwal et al, 1978) has indicated that the joint venture intends to use Kennecott's "cuprion" process as outlined by L.J. Szabo in U.S. patent No. 3,983,017: "Recovery of Metal Values from Manganese Deepsea Nodules using Ammoniacal Cuprous Leach Solutions" (Szabo, 1976).

The hydrometallurgical process employs the leaching of ground nodule material without prior washing, drying or reduction. The leaching agent, an ammoniacal solution containing cuprous ions, extracts most of the nickel, cobalt, copper and molybdenum leaving a residue containing nearly all of the iron and the manganese. Regeneration of cuprous ions is effected by sparging of carbon monoxide which is the essential consummable reductant. After countercurrent washing of the leach residue, the soluble values are separated and recovered by liquid ion exchange and electrowinning. Ammonia is recovered and recycled. Copper and nickel will probably be recovered primarily in cathode form. Cobalt will also probably be recovered as metal, while molybdenum may be recovered as calcium molybdate from a bleed stream. Other metals, including molybdenum, are in solution in the pregnant liquor and may, depending on the cost of recovery, also be extracted from the nodules.

In addition to the principal reference (Szabo, 1976), further information was obtained from the following sources:

(1) Other patents assigned to Kennecott Corporation that provide more details on specific process sections, such as Pemsler and Litchfield, (1977) Hubred et al (1978)

(2) Several papers published by Kennecott personnel that deal with the solvent extraction area (Agarwal et al, 1976; Brown et al, 1977; and Hubred et al, 1978), and one that appears to deal with the CCD circuit and flocculation behaviour (Davies and Goldberg, 1978)

(3) With reference to the process in general, the very useful work of EIC Corporation (see Section 6.0, Detailed Description - Cuprion/ammoniacal Leach Process in Anonymous, 1977c)

General Comments Regarding the Modelled Process

It is apparent from the literature that deepsea manganese nodules can be treated by various processing routes, each having its own advantages and disadvantages. As a source of nickel, the nodules are somewhat similar to lateritic ores; both are oxidized materials containing absorbed water and neither can be physically concentrated. Reduction of the nodules may be carried out either pyrometallurgically or hydrometallurgically.

Kennecott Corporation and other Joint Venture partners maintains that predominently pyrometallurgical processes are marginal on the basis of copper, nickel and cobalt recovery alone (Agarwal et al, 1976) and contend that "...because of the very large proportion of gangue minerals to be removed in a slag, with high fuel requirements and loss of values in the voluminous slag" (Calahan and Westwood, 1975). Thus they favour hydrometallurgical approaches.

Noting bulk dissolution and selective dissolution as the two hydrometallurgical approaches, it is suggested that the former is only likely to be attractive if a high grade manganese product, say electrolytic metal, can be obtained with production economics improved by revenue from nickel and copper. However, since there are limited markets for such high grade manganese products, major interest is in selective processes concentrating on extraction of nickel and copper, and minimising chemicals and energy consumptions associated with dissolution and subsequent rejection of unwanted elements (Calahan and Westwood, 1975).

The process as outlined in Szabo (1976) indicates that ground nodules, in their raw state, are reduced with an ammoniacal leaching solution containing cuprous ions. During leaching, manganese is reduced from the tetravalent to the divalent form and metal values such as copper, nickel, cobalt and molybdenum are released during the breakdown of the manganese dioxide lattice. The cuprous ions in the leach solution are simultaneously oxidized to cupric and are therefore regenerated with a reducing gas such as carbon monoxide.

Manganese reports as carbonate in the leach tailings together with unleached hydrated iron oxide and clay minerals, providing a future source of low grade feed for ferromanganese production, if appropriately stored.

Kennecott maintains that the cuprous ion process has the following advantages:

(1) energy requirements, based on pilot tests, are substantially lower than for land derived ores or nodule processes using pyrometallurgical approaches of high temperature pre-reduction.

(2) the process is economically favourable.

(3) the process is flexible in that manganese is rejected to tailings from which incremental amounts of manganese can be recovered depending upon market conditions (Agarwal et al 1976).

Lower energy consumption should indeed be anticipated in a process in which there is no need to drive off 30-40% by wet weight of nodules. On the other hand, energy is required to recover and recycle ammonia from several separate streams in the Cuprion process.

Lower capital and operating costs claimed for the process apparently result from the elimination of a drying and a reduction stage. Further, the low corrosion characteristics, low temperature and pressure service requirements of the leach will permit relatively cheap mild steel construction.

On the negative side, it might be noted that cobalt recovery is low (perhaps about 50%) and that the requirement for very low pulp densities in the initial reactor train dictates equipment of considerable size. In addition, there are several process sections that are not standard technology (with respect to the materials being treated) and there is, thus, a higher element of risk associated with this process than say for the pyrometallurgical approach outlined by Ocean Management Inc. In addition, the requirement to recover and recycle ammonia from various strength solutions dictates a rather complex recovery and recycle section.

Methodology

Based largely on the work of Szabo (1976), a simplified flow-sheet of the modelled Kennecott Joint Venture process has been constructed (Figure 1). In addition, approximate mass balances have been worked out and are presented in the section of this report "Estimating Criteria, Plant Section Summary" (also see Appendix II: Mass Balance Notes).

Following a detailed review of EIC's work on the process, it was, decided, where applicable, to use their mass balance values (proportioned to the feed rates herein) for some materials and flows not covered by ourselves and which would have otherwise required an unwarranted expenditure of time on our part (Anonymous, 1977c; also see Appendix III). The reader may find it helpful to refer to EICs flow sheets (their Figures 6.2 - 6.13).

Equipment lists, by plant section, appear in Appendix IV.

The annual delivery rate of nodules is taken to be approximately 3.89 million wmt or 2.72 million dmt. The rate is derived from that calculated for the Kennecott Joint Venture Mining and Transport Sector estimating model. The initial feed composition is fictitious, but felt to be representative of high-grade material from the Northeast Equatorial Pacific and has been used herein (Table 1).

The Processing Sector is considered to include all land-based nodule handling and treatment facilities. For purposes of cost-estimating, the sector is sub-divided into areas that are subsequently described in the section on "Process Discussion". Although the cost of facilities of most of the cost areas of the estimating model is taken as being relatively independent of a specific site, some costs associated with three cost areas will require separate evaluation depending upon the specific site considered.

TABLE 1

Assumed Average Nodule Composition

	(% dry weight)	(% wet weight)
Al	6.50	4.55
Si	14.50	10.15
P	.05	.04
K	.90	.63
Ca	1.65	1.16
Ti	.50	.35
Mn	27.00	18.90
Fe	5.00	3.50
Co	.25	.18
Ni	1.45	1.02
Cu	1.25	.88
Zn	.15	.11
Sr	.06	.04
Mo	.06	.04
Ba	.05	.04
Pb	.05	.04
V	.05	.04
As	.005	.004
Mg	1.50	1.05
S	.50	.35
C	.01	.01
Na	2.50	1.75
H_2O	-	30.00[1]
L.O.I.	20.00	14.00

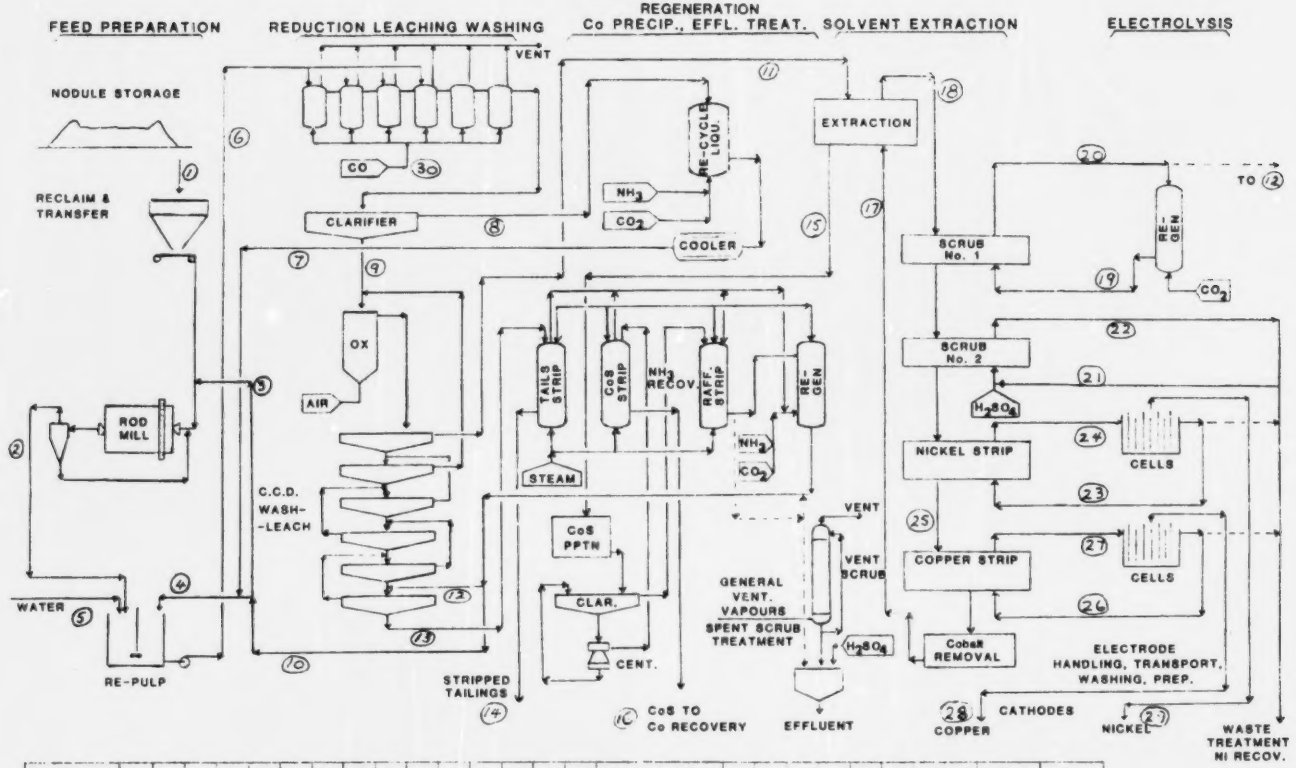
"Standard Nodule": composite of a Central Pacific nodule.

[1] dry weight = 0.7 wet weight.

\- nil

SCHEMATIC FLOWSHEET FOR PROCESSING MANGANESE NODULES
BASED ON A POSSIBLE KENNECOTT JOINT VENTURE PROCESS.

FIGURE 1



FLOW No	1	2	3	4	5	6	7	8	9	10	11	12	13	14	15	16	17	18	19	20	21	22	23	24	25	26	27	28	29	30
P.D. %Solids	60	35				5			31				45	45		65														
mth Solids	344	344				344			344				344	344		1.9													387	44.5
mth Solution	229	639	217	123	178	6536	6080	6080	772	341	772	420	420	420	772	1.0														(Starch)
mth Pulp	573	983				6880			1116				764	764		2.9														
m³h Aqu.	229	617	210	119	178	6316	6080	6080	736	329	736	407	407	407	736				414	414	1251	1251	163	163			387	387		CO 9,600
m³h Org.																	1251	1251									1251			(Est.)
mth Organic																	1048	1058									1051			
g/l or %Cu	1.25										5.26				0.02		0.5	3.09	0	0	0	0	0.008	0.001			3.09	37	47	100%	Co ~ 50%
g/l or %Ni	1.45										6.10				0.02		0.004	3.54	0	0	0.55	0.55	50	0.77	0.04	1.4	1.5			100% H₂ ~ 38%
g/l or %Co	0.25										0.58				0.194		0.01	0.07	0	0	—	—	0.002	0.002	0.07	0.002	0.002			H₂O ~ 9%
g/l NH_3							100					100			85		0	2.65	17	25	27	27	0.31	0.39	0	0.15	0.16			N₂ ~ 1%
g/l CO_2							25		25			100			55															
Temp C							40	50	50		40																			
pH								10.6																						

FIGURE 1
DEEP-SEA NODULE TREATMENT MASS BALANCE MODEL BASED ON POSSIBLE KENNECOTT PROCESS
REL. 30/3/77
REV 1. 5/7/78

(1) Site development and Associated Offsite Services: Certain aspects of site development such as site preparation, and offsite services (infrastructure) will vary from site to site.

(2) Auxiliary Facilities: Again, depending on the location of the plant, it may be necessary to construct larger scale facilities such as a marine terminal, townsite and arrange for overland transport from the port facility to the processing site.

(3) Waste Disposal: Depending on the site, a number of options may be available for waste disposal. These might, for instance, include the possibility of offshore disposal of some waste, on-site disposal or, transporting a portion of the solid wastes to more remote disposal locations.

PROCESS DISCUSSION

Site Development and Associated Offsite Services

Among the typical site development costs the following items are considered as being site specific and are estimated separately:

(1) Site Preparation: clearing, grading, drainage, etc.

(2) Offsite Services: power lines, water supply, roads, railways, etc. to the plant interface.

Other costs, not considered to be quite as affected by site location include:

(1) General Field Costs: utilities during construction, temporary buildings, site travel, administration, security and clean up, rentals consumable supplies etc.

(2) Yard Services: power distribution, security, fire protection, sanitary sewer, portable water distribution, plant telephone system, plant road and parking lots, rails and sidings, mobile equipment, plant fences and lighting.

Auxiliary Facilities

Auxiliary buildings such as shops, general warehouses, laboratory, gate and change houses etc. make up a cost area that is not considered site dependent.

Site dependent auxiliary facilities may include: marine terminal, ore transport to plant, power generation, and oxygen and gas generation, etc.

Stockpiling, Reclaiming and Materials Handling

The plant will process approximately 3.9 million wmt/year (equal to mining rate) which, assuming 330 operating days per year at the plant, is equivalent to approximately 11 780 wmt/day.

It is assumed that a 2 month nodule stock is maintained at the plant facility in a holding pond. A holding pond containing a 60-day stockpile of roughly 706 776 wmt would amount to slightly in excess of 660 000 cubic metres of water saturated nodules.* Reclamation from the holding pond can be accomplished by dredging at a rate of approximately 490 wmt/hr.

Nodule feed reclaimed from the holding pond is assumed to enter the rod-mill feed hopper at 40% moisture. According to Szabo (1976), the nodules would be re-slurried in the rod-mill using recycled leach liquor.

In the grinding and de-watering circuit, it is assumed that the milling is carried out to produce a product pulp density of 35% solids. Szabo (1976) claimed that minus 60 mesh grain size gave good metallurgical recoveries although it is considered herein for purposes of conservatism in estimating the rod-mill size that the material is ground to -100 mesh.

On site storage of at least 4 weeks should be provided for major process materials such as coal, fuel oil and limestone. Stockpile quantities are given in Table 3 under Summary of Plant Inputs.

Reduction Leach and Wash

The ground manganese nodules, re-slurried to 5% solids with recycle leach liquor at a temperature of 40°, are pumped via a tramp separation vibrating screen and slurry surge tank, to the first four of six reactors. A commercial reducing gas** composed of 50-60% carbon monoxide, 30-45% hydrogen, 6-12% H_2O and 1% N_2 is sparged into the bottom of the reactors which are operated at atmospheric pressure. Agitation, for evenly dispersing the gas and suspending the solids is accomplished by mechanical impeller. Utilization of the carbon monoxide is 90%.

Construction can be low carbon steel because of the mild service. The reactors are arranged in cascade so that the pulp overflows from one to the other in series.

---

* Footnote: The bulk density of water saturated nodules is taken to be 1.07 wmt/m^3 (equivalent to 80 wet lbs./ft^3).

** This would probably have to be produced on-site from coke and steam plus air/oxygen.

According to Szabo the off-gases pass through condensers, which remove some water, and via off-gas rotameters, to an ammonia scrubber before passing to the atmosphere. The gas containing carbon monoxide and hydrogen may, however, be burned, the heat utilized and the carbon dioxide recycled to ammonium carbonate generation.

Each reactor is fitted with pH loops, pressure and level indicators and alarms as well as gas sparging equipment and agitators.

Residence time is 20 min. per reactor.

In this operation the copper in ammonium carbonate solution is reduced from the cupric to cuprous state and manganese dioxide reduced to manganous carbonate, releasing the base metals for dissolution.

During operation the leach solution contains about 100 gpl NH_3 and 25 gpl CO_2 with a preferred pH of about 10.6, about 5.3 gpl total copper of which the cuprous concentration varies between 3.0 and 5.0 gpl, and about 6.1 gpl nickel. Anticipated ranges of composition for copper and nickel, according to Szabo (1976) are 4-8 gpl and 5-10 gpl respectively. The temperature reportedly rises to about 50°C during leaching.

The manganese dioxide is about 97% reduced by the carbon monoxide, and recoveries of copper and nickel are about 90% while about 50% of the cobalt is recovered during the leaching stage.

A flocculant is added to the slurry leaving the last reactor before transfer by gravity to the clarifier. Overflow from the clarifier is transferred to an absorption column into which ammonia and carbon dioxide are injected before the solution is recycled back to the repulper. The clarifier underflow is transferred to an oxidation tank into which air is sparged to reconvert cuprous ions back to cupric. Nickel and cobalt ions are also oxidized to the higher valency forms. Better loading of copper is thereby achieved in the solvent extraction step, but the cobaltic ions do not extract because of the slower kinetics of their extraction. What little cobalt does load on the LIX is removed from the organic by a patented stripping procedure. The oxidized slurry next passes to the head of a six-stage countercurrent decantation/washing circuit (CCD/washing circuit). Fresh wash solution, added to the last stage of the CCD, contains 100 gpl NH_3 and 100 gpl CO_2. Szabo indicates that countercurrent washing was carried out batchwise in pilot runs, but continuous operation is assumed for a commercial plant. The apparent need for six washing stages, and the very low pulp density (3.5% solids was used in the pilot plant) suggest that the pulp may have poor settling characteristics.

In the mass balance Figure 1 we have assumed a thickener under-flow density in the CCD circuit of only 45% solids because the solids settle with difficulty and because of the micro-porosity of the solids.

The pregnant liquor overflow from the first decantation thickener is transferred to the solvent extraction circuit. Although not shown in Figure 1, it is virtually certain that the pregnant liquor would pass through a polishing filter press to remove the last traces of solids before solvent extraction.

Regeneration and Effluent Treatment

Regeneration of the NH_3 and CO_2 contents of the clarifier over-flow, prior to recycle back to repulping and reduction leaching, has already been mentioned in conjunction with the reduction leach.

The under-flow from the last CCD stage at an assumed 45% solids pulp density, contains ammonium carbonate solution entrained with the leach residue. This stream is directed into a column in which the ammonium carbonate is decomposed by steam stripping. The stripped tailings containing all of the iron and manganese are discharged from the bottom of the column, presumably at around 45% solids, and are then pumped to tailings disposal.

Raffinate from solvent extraction also contains ammonium carbonate which must be decomposed by stream stripping following a cobalt precipitation step. Further comment on a possible cobalt separation procedure will be made in a separate section. In Figure 1 we show primary removal of cobalt as sulphide, followed by steam stripping on both light and heavy fractions from clarification and centrifugation in two separate columns.

The steam-stripped solution is fed to an absorption column sparged with NH_3 and CO_2 from vented vapours in order to regenerate fresh ammonium carbonate solution for recycle to the countercurrent decantation washing circuit, rod mill and pulping tank.

Molybdenum will probably be allowed to accumulate in the recycled ammonium carbonate up to a maximum level which will be controlled by bleeding a portion of the stream and precipitating molybdenum as calcium molybdate by adding lime.

Condensate, from these steam stripping and ammonium carbonate stages are refluxed, according to Szabo (1976), who also shows surplus condensate bled away to effluent treatment. This proposed bleed is questionable since the rough mass balance in Figure 1 shows no water surplus. Furthermore it would normally be preferable to bleed a barren solution containing soluble salts rather than condensate in order to control build-up of soluble impurities.

The effluent treatment stage, as shown in Figure 1, is intended to scrub and neutralize the ventilation vapours from unit processes. An acid addition is shown presumably because the vapours are predominantly ammoniacal. Possibly, cell house vapours can effect partial neutralization if a common system is employed.

Solvent Extraction

Separation of nickel and copper is effected in a liquid ion exchange system utilising LIX 64N in an organic solvent. The nickel and copper are co-extracted, with essentially total recovery, in three countercurrent stages of extraction in which about 5% of the ammonia

in the pregnant liquor is also removed. The raffinate is barren of nickel and copper but still contains cobalt and molybdenum which are removed as described in the previous section.

Two consecutive scrubbing steps, each requiring two countercurrent stages,are required to remove the extracted ammonia. Szabo (1976) presents a flowsheet showing that the first scrub solution is ammonium bicarbonate and the second a slightly acid ammonium sulphate solution. On the other hand his mass balance table shows no carbonate or sulphate contents. One must suppose that the flowsheet is correct; the relatively "acid" bicarbonate is able to react with and remove the bulk of the ammonia from the organic in the primary scrub while the more acid ammonium sulphate in the second scrub removes the remainder with a small amount of nickel.

Regeneration of ammonium bicarbonate from the first scrub would be a logical extension of Szabo's description and is therefore shown in Figure 1 of this report. Some of the scrub would no doubt be bled to control the ammonia build-up and this portion could be fed back to the CCD circuit. The remainder of the scrub, with added water, would probably be routed to an absorption column with CO_2 injection to regenerate ammonium bicarbonate.

Szabo shows the second scrub being rejected to waste. However, it may contain enough nickel to warrant recovery.

The scrubbed organic solution is stripped of nickel in 3 countercurrent stages at pH 3 by recycled spent electrolyte from nickel electrowinning. The spent electrolyte is weakly acidic containing about 44 gpl free sulphuric acid and 50 gpl nickel. The feed rate is controlled to provide the acid equivalent of the nickel on the loaded organic. The strip solution leaving this unit operation contains about 77 gpl nickel, and is transferred directly to nickel electrolysis without further treatment.

The nickel-stripped organic overflow is next stripped of copper with recycled spent electrolyte from the copper electrowinning plant in two countercurrent stages. This electrolyte is strongly acidic, containing about 160 gpl H_2SO_4 and 37 gpl copper. When it leaves the strip stage the copper level of the electrolyte is about 47 gpl, and is returned to copper electrowinning without further treatment.

Electrolysis

The nickel electrowinning operation is in closed circuit with the nickel stripping operation. Likewise copper electrowinning is in closed circuit with copper stripping.

Solution flow in each electrowinning circuit is separate from the other, and one assumes that the cell house equipment for each metal is separate and non-interchangeable.

Virtually no copper enters the nickel strip solution from the organic. However, it is not possible to strip all of the nickel selectively at pH 3 in 3 countercurrent stages. Consequently the nickel, remaining in the organic after nickel stripping (up to 11% of nickel

entering with the organic) is stripped with the copper in the more strongly acid conditions prevailing in the copper strip. It is therefore necessary to bleed some of the copper spent electrolyte to control the nickel level. Recovery of the nickel from this bleed is not shown but would possibly be carried out in practice.

Since the nickel advance electrolyte is reportedly pure strip solution from solvent extraction, no further purification steps are shown in Figure 1 although some provision may be necessary to remove tramp impurities. Otherwise the operation is similar to the Outokumpu Oy plant in which nickel is won from solution using insoluble anodes. The cathodes are suspended in fabric bags, catholyte flowing into each bag with a small head over the anolyte outside, to ensure outward flow. At Outokumpu the more acid anolyte is bled off to purification stages before returning as catholyte.

The organic extract should contain no iron and lead because the ammonium carbonate leach solution in Kennecott's process should be free of these elements. According to Szabo, the extract should also be free of cobalt and molybdenum, although, as already noted, small amounts of trivalent cobalt which may exist after the oxidation stage, could be extracted into the organic. For estimating purposes however, we are assuming no extraction of cobalt and molybdenum. We can assume the necessity for the removal of entrained organic before electrolysis. This may be accomplished by coalescence, centrifugation, or flotation.

No information is available on the possible composition of anode muds from an ammonia leach/LIX extraction system. However it may nevertheless be advisable to include some allowance for anode mud collection and treatment.

Cobalt Recovery

The primary cobalt sulphide precipitate may be further treated to produce metallic cobalt in a small supplementary plant. Processing may be more or less complex depending on the form and purity required for marketing the metal.

Cobalt processing by Kennecott could follow a route ending with either cathodic cobalt or a cobalt powder from hydrogen reduction, each general route requiring intermediate leaching and purification steps.

Because of the small size of this circuit, compared with the copper and nickel recovery plants, an estimating allowance can probably be made based on any existing commercial system, without materially affecting the overall cost of the whole complex.

Cobalt removed from the stripped organic by the patented (Hubred 1978) procedure would be combined into the cobalt recovery plant at some point.

Waste Disposal

Although alternatives may exist, modelled waste-disposal systems are assumed for the present to conform with traditional practices. All

such costs including land, should be credited to "Waste Disposal" rather than be incorporated into cost areas.

For the general estimating model, waste disposal is effected by impounding the tailings behind an earth embankment in which the waste materials are deposited in slurry form.

Reference to this and other systems can be found in "Description of Manganese Nodule Processing Activities for Environmental Studies", Vol. 2, **Transportation and Waste Disposal System,** August 1977, U.S. Department of Commerce.

ESTIMATING CRITERIA, PLANT SECTION SUMMARY

Site Development and Associated Offsite Services

(1) Site Preparation*
  (i) land area (not including waste disposal)

(2) Offsite Services*
  (i) Power Lines
  (ii) Access Roads
  (iii) Railway
  (iv) Water Supply

(3) General Field Costs (see text)

(4) Yard Services (see text)

Auxiliary Facilities

(1) Marine Terminal* (as modelled for specific site, could include: docks, monobouy, warehouses, materials storage, etc.)
  (i) Throughput: 3 887 269 wmt/year
  2 721 000 dmt/year
  (ii) Temporary storage at terminal facility (equivalent to one carrier capacity) 70 000 wmt (for site distance of 2 500 m)
  (iii) Unloading (Marconaflo system) 3 000 wmt/hr.

(2) Ore Transportation* (overland from marine terminal to processing facility).

(3) Auxiliary Buildings (see text).

(4) Gas Generation
  (i) Oxygen Plant
  (ii) CO_2 generation

---

* Site specific cost item

Stockpiling, Reclaiming and Materials Handling

(1)	Summary Balance:	
	Annual Feed Rate	3 887 269 wmt
	Plant Utilization	330 days/year
(2)	Nodule Stockpile	
	Type	holding pond
	Nodule Feed Storage	706 776 wmt
	Nodule Bulk Density: (drained, water saturated)	1.07 wmt/m^3
(3)	Nodule Composition:	see Table 1
(4)	Raw Materials Stockpiles	see Table 3

Reduction Leach

(1)	Exothermic leach	
	pressure	ambient
	temperature	rise from 40°C to 46°-50°C.
	retention time	20 minutes per stage
	pH (at 50°C)	10.6
(2)	Solution compositions	NH_3 and CO_2 Figure 1
		Cu (total) 5.3 gpl
		Cuprous ions 3.0 to 5.0 gpl
		Nickel 6.1 gpl
	Reducing gas (as suggested in Szabo, 1976)	
	CO	40-60%
	H_2	30-45%
	H_2O	6-12%
	N_2	1%
		(Annual carbon consumption 176 500 mty based on 100% efficiency)
	Solids settling rate	Unknown, unspecified flocculant is added; (see Davies and Goldberg, 1978). Solids contain clays - heavily hydrated.
	Washing	By recycle ammonium carbonate solution.

Solvent Extraction

(1) Organic/Aqueous ratios

Extraction	1.7
Scrub No. 1	3.3
Scrub No. 2	1
Nickel Strip	7.7
Copper Strip	3.2

(2) Organic Composition — 40% v/v LIX 64N in Kerosene

(3) Stages -
- 3 Extraction Stages. 3 mins. retention time each
- 2 Primary Scrub Stages, Amm. Bicarbonate, 3.75 mins. R.T. each
- 2 Secondary Scrub Stages, Amm. Sulphate, 3 mins. R.T. each
- 3 Nickel Strip Stages, Sulphuric Acid pH 3, 7.5 mins. R.T. each
- 2 Copper Strip Stages, Sulphuric Acid 160 gpl, 3.75 mins. R.T. each

(4) Extraction trains

No assumptions have been made on subdividing the solvent extraction flows into more than one train. Note Nchanga Consolidated Copper Mines Ltd. SX/EW Copper plant has 4 trains each designed for 820 m^3/hr pregnant liquor. The nodule treatment plant considered here has a total pregnant liquor throughout of 736 m^3/hr, consequently a single train operation is feasible and would save on capital cost.

Electrolysis

(1) Nickel Circuit:

Insoluble Anodes	Lead
Cathode Diaphragm Bags	Dacron bags, P.V.C. Frames
Starting Sheet	Mother Blanks, Stainless Steel or Ti
Electrolyte Temp	63°C
Anode Vent Hoods for Oxygen	Polyethylene
Current Density	17 amps/ft^2
Current Efficiency	about 94%
Cell Voltage	3.5V
Catholyte pH	3
Anolyte	40 gpl H_2SO_4
Electrolyte purification	None except for S.X.

(2) Copper Circuit:

Insoluble Anodes	Lead + 6% Sb
Current Density	about 16 amps/ft^2
Electrolyte Temp	40°C Starting Sheets 38°C Commercial
Advance Solution	47 gpl Cu 145 gpl Free Acid
Spent Solution	37 gpl Cu 160 gpl Free Acid
Circulation/Storage tanks for complete drain-down of head tanks	
Cells Concrete	PVC liners
Electrolyte heat exchangers	40° to 63°C Ni 40° to 49°C Cu 49° to 38°C Cu

Waste Disposal

Leach Tailings	8 181 dmty
Tailings density	70 lbs/ft^3
Area for tailings disposal	20 acres/year
(100 ft depth)	390 acres/20 years

TABLE 2

Metal Recoveries In Kennecott Nodule Process

Element	Assumed Recoveries: Feed Prep	Leach Wash	Regen-eration	Solvent Extraction	Electro Winning	Over-all	Input Tonnage mth	Input Tonnage mty	Output Tonnage mth	Output Tonnage mty
Ni	100	90	0	99	100	89	4.98	39 456	4.43	35 116
Cu	100	90	0	100	100	90	4.29	34 014	3.87	30 613
Co	100	50 %	100	0	0	50 %	0.86	6 803	0.43	3 402

SUMMARY OF PLANT INPUTS

Nodules

Annual delivery of nodules to the processing plant location is taken to be 3 887 269 wmt/year or 2 721 088 dmt/year.

A two-month on site stockpile amounting to 706 776 wmt is assumed.

Delivery to shore is via ore carrier. Delivery to the plant location may, depending on the specific site considered, be via ship, rail or slurry pipeline.

Power

Process power requirements are estimated to be approximately 54 000 Kwh virtually all of which can be internally generated.

Steam

Process steam requirements are taken to be approximately 1,900 lbs/hour, of which approximately 1,100 lbs/hour may be used to generate power.

Generation of steam is done indirectly from carbon consumed in reduction leaching. It is assumed that the hydrogen in the leaching off gas would also be burnt to provide heat, although it would be desirable to sell it for higher value usage, subject to marketing constraints and make up any heat requirements with coal.

Water

Total water requirements are taken to be 16.7 cubic metres per minute.

Other Materials

Annual requirements for other materials are given in Table 3.

TABLE 3

Material Input Requirements

Material	Annual Requirement	Stockpile Requirement
Nodules	3 887 269 wmty	776,776 (8 weeks)
Coal	690 000 mty	58,545
Fuel Oil	11 440 mty	971
Limestone	23 300 mty	1,977
Lime	9 900 mty	
Oxygen	218 000 mty	
Ammonia	4 400 mty	
H_2S	4 000 mty	
H_2SO_4	500 mty	
LIX Reagent	303 mty	
Flocculant	1 000 mty	
Sodium Sulphide	1 250 mty	
Boric Acid	180 mty	
Salt (NaCl)	240 mty	
Water Tower/Chemical	600 mty	
Hydrogen	240 mty	

Unless otherwise noted, stockpiles provide a 30 day supply.

REFERENCES CITED

Agarwal, J.C. and Wilder T.C., 1974, "Recovery of Metal Values from Manganese Nodules", U.S. Pat. 3,788,841, Jan. 29 1974, 6pp.

Agarwal, J.C., et al, 1975, "Processing of Ocean Nodules - A Technical and Economic Review", Kennecott Copper Corporation, 1975, 25pp.

Agarwal, J.C., et al, 1976a, "A New Fix on Metal Recovery from Sea Nodules", **Engineering and Mining Jrnl.,** Dec. 1976, pp 74-78.

Agarwal, J.C., et al, 1976b, "Processing Manganese Nodules, A Technical and Economic Review", **Journal of Metals,** Vol. 28, No. 4, pp 24-31.

Agarwal, J.C., et al, 1976, "Metal Separation by Fluid Ion Exchange in the Processing of Ocean Nodules", AIME Annual Meeting, Las Vegas, February 22-26, 1976, 13pp.

Agarwal et al, 1978, "Kennecott Process for Recovery of Copper, Nickel, Cobalt and Molybdenum from Ocean Nodules", Preprint AIME Annual Meeting, Denver, Colorado, Feb. 28 - March 2, 1978, 6pp.

Anonymous, 1977a, "Description of Manganese Nodule Processing Activities for Environmental Studies", Vol. I, **Processing Systems Summary,** U.S. Dept. of Commerce, Contract 6-35331, pp 0-1 - 11-1.

Anonymous, 1977b, "Description of Manganese Nodule Processing Activities for Environmental Studies", Vol. II, **Transportation and Waste Disposal Systems,** U.S. Dept. of Commerce, Contract 7-35169, pp 0-1 - 7-3.

Anonymous, 1977c, "Description of Manganese Nodule Processing Activities for Environmental Impact Studies", Volume III, **Processing Systems Technical Analyses,** U.S. Department of Commerce, National Oceanic and Atmospheric Administration, Contract 6-35331, Office of Marine Minerals, August, pp 1-1 - 14-60.

Anonymous, 1977d, "Technical and Economic Assessment of Manganese Nodule Mining and Processing", Contract No. 14-01-0001-2114, U.S. Dept. Interior, November 1977, 92pp.

Anonymous, 1974, "Improvements in or Relating to Process for Separating Metal Values from Complex Ores", British Pat. 1,367,945, September 25 1974, 8pp.

Beck, R.R. and Messner M.E., 1970, "Copper, Nickel, Cobalt and Molybdenum Recovery from Deep-Sea Nodules", In; **Copper Metallurgy,** Editor, Ehrlich R.P., Metall. Soc. AIME New York, 1970, pp.70-83.

Brown, C.G., et al, "Modelling a Fluid Ion Exchange System", I.S.E.C., Toronto, 1977, 20pp.

Calahan, M.J. and Westwood J.V.B., 1975, "Manganese Nodules, Oceanology International '75", Conference Paper 1975, pp. 1-10.

Davies, D.S. and Goldberg, H.V., 1978, "Scale-up of Flocculation Behaviour in a Complex LLD Circuit", **LIM 17th Annual Conference of Metallurgists,** Montreal, Quebec. August 27-31, 1978 24pp.

Diederich, F., 1977, "Special Aspects of Site Selection for Manganese Nodules Processing Plants".

Han, K.N.; Hoover, M.; and Fuerstenau, D.W., 1974, "Ammonia-Ammonium Leaching of Deep Sea Manganese Nodules", **Int. Jour. Mineral Processing,** Vol. 1, pp. 215-230.

Hanson, C.K., 1968, "Exploratory Studies on Manganese Sea Nodules I", **Metals Recovery,** Bear Creek Mining Company, 1968, 13pp.

Hanson, C.K., 1968, "Metals Recovery from Manganese Sea Nodules", Bear Creek Mining Company, 1968, 22pp.

Hanson, C.K.; Choi, I.K.; and Ramadorai, G., 1968, "Exploratory Studies on Manganese Sea Nodules; I", **Metals Recovery Interim Report,** Bear Creek Mining Company, 1968, 13pp.

Hanson, C.K.; Ramadorai, G.; and Wu, S.W., 1968, "Metals Recovery from Manganese Sea Nodules", **Interim Report,** Bear Creek Mining Company, 1968, 22pp.

Hubred, G.L., et al, 1978, "Cobalt Stripping Process", U.S. Pat. 4,083,915.

Hubred, G.L.; Agarwal, J.C.; and Beecher, N., 1978, "Selective Stripping of Nickel from a Copper-Nickel Loaded LIX G4N Reagent", Kennecott Copper Corporation (Unpublished Manuscript), 1978, 8pp.

Lancaster, F.H., 1976, "Underwater Mining (Part III) Coal Gold and Base Minerals of Southern Africa", August 1976 pp. 41-47.

Moreau, E.J., et al, 1976, "Manganese Nodule Pelletizing", U.S. Pat. 3,942,974, March 9 1976, 5pp.

Pasho, D.W., 1976, "The Kennecott Joint Venture". Dept. Coordinating Committee on Ocean Mining, Department of Energy, Mines and Resources, Canada, (unpublished manuscript) 18 pp.

Pemsler, J.P.; and Litchfield, J.K., 1976, "Solvent-in-Pulp Extraction of Copper and Nickel from Ammoniacal Leach Slurries", U.S. Pat. 3,950,487, April 13 1976, 13pp.

Pemsler, J.P.; and Litchfield, J.K., 1977, "Steam Stripping of Ammoniacal Solutions and Simultaneous Loading of Metal Values by Organic Acids", U.S. Pat. 4,005,173, January 25, 1977, 6pp.

Redman, M.J., 1973, "Extraction of Metal Values from Complex Ores", U.S. Pat. 3,734,715, May 22 1973, 6pp.

Ritcey, G.M., 1976, "Review of the State of the Art of Processing Nodules", CANMET Mineral Sciences Laboratories, MRP/MSL 76-115(LS) Feb. 1976, Dept. of Energy, Mines and Resources, Canada.

Ritcey, G.M.; Lucas, B.H.; and MacKinnon, 1976, "The Kennecott Joint Venture, An Appraisal of the Processing", Mineral Sciences Laboratories, CANMET. May 6, 1976. 8pp.

Schatz, C.E., 1971, "Observations of Sampling and Occurences of Manganese Nodules", **Offshore Technology Conference.**

Skarbo, R.R., 1973, "Extraction of Copper and Nickel from Manganese Nodules", U.S. Pat. 3,723,095, March 27 1973, 5pp.

Skarbo, R.R., 1973, "Extraction of Metal Values from Manganese Deep Sea Nodules", U.S. Pat. 3,728,105, April 17, 1973, 5pp.

Skarbo, R.R., 1974, "Separation of Nickel from Salt Mixtures Containing Nickel and Other Metal Salts", U.S. Pat. 3,798,307, March 19 1974, 3pp.

Skarbo, R.R.; and Miguel, A.H., 1974, "Metal Recovery from Salt Mixtures of Copper and Metals more Electropositive than Copper", U.S. Pat. 3,810,971, May 14, 1974, 7pp.

Szabo, L.J., 1976, "Recovery of Metal Values from Manganese Deep Sea Nodules Using Ammoniacal Cuprous Leach Solutions", U.S. Pat. 3,983,017, September 28 1976, 15pp.

Wilder, T.C., 1973, "Two Stage Selective Leaching of Copper and Nickel from Complex Ore", U.S. Pat. 3,736,125, May 29 1973, 3pp.

Wilder, T.C., and Andreoia, J.J., 1973, "Recovery of Copper, Nickel, Cobalt and Molybdenum from Complex Ores", U.S. Pat. 3,753,686, August 21 1973, 7pp.

Zimmerley, S.R., 1967, "Use of Deep Sea Nodules for Removing Sulfur Compounds from Gases", U.S. Pat. 3,330,096, July 11, 1967, 5pp.

APPENDICES

APPENDIX I

Physical characteristics of nodules (Gross and Mcleod, 1977)

		Greenslate (1977) Nodule Volume					Wiesz (1975)	
		cc.	1cc.	All	Fuerstenau and Han (1977)	Halbach et al. (1975)	Pacific	Atlantic
Wet bulk density (g/cm^3)	Mean	1.95	1.78	1.88		1.99		
	Max.	2.09	2.18	2.15		2.08		
	Min.	1.69	0.52	0.52		1.94		
Dry bulk density (g/cm^3)	Mean				1.42[a]	1.396	1.52	1.43[b]
	Max.				1.54	1.646		
	Min.				1.36	1.217		
Dry grain density (g/cm^3)	Mean	3.49	2.99	3.26	3.41[c]	3.33[d]	3.8	3.53
	Max.	4.19	4.52	4.52	3.54	3.526		
	Min.	2.66	0.39	0.39	3.2	3.054		
Porosity (%)	Mean				58	58.31		
	Max.				62	62.64		
	Min.				52	55.20		
Pore size (um)	Mean				80% between 0.01-0.1		0.0069	0.0073
Pore volume cc/g	Mean						0.4	0.41
Specific surface area (m^2/g)	Mean				198		230	226
	Max.				287			
	Min.				118			
H_2O content	Mean	44.2	45.7	44.8[e]	14.0[f]			
	Max.	56.6	60.2	60.2	17.1			
	Min.	22.4	12.5	12.5	9.9			

[a] labelled "Apparent density"
[b] labelled "Particle density"
[c] labelled "Real density"
[d] labelled "Solid density"

[e] Water content, as determined by drying to a constant mass at 105°C, is expressed as a percentage of dry mass of concretion. Conversion to percentage of concretion wet mass is approximately 0.67 times the values shown.

[f] Dried to 110 °C, methodology not specified.

References Cited in Appendix I

Frazer, J.Z. 1977: "Manganese nodule reserves: an updated estimate"; **Marine Mining,** vol. 1, no. 2, pp. 103-123.

Frazer, J.Z. and Arrhenius, G. 1972: "World-wide distribution of ferromanganese nodules and element concentration in selected Pacific nodules"; Tech.Rept. 2, **Int. Decade Ocean Explor.,** 51 pp.

Fuerstenau, D.W. and Han, K.N. 1977: "Extractive metallurgy"; In: G.P. Glasby (Editor), **Marine Manganese Deposits.** Elsevier, Amsterdam, pp. 357-390.

Greenslate, J. 1977: "Manganese concentration wet density: a marine geochemistry constant"; **Marine Mining,** vol. 1, no. 2, pp. 125-148.

Gross, G.A. and McLeod, C.R. 1977: "Geology, Mineralogy and Geochemistry of Manganese Nodules", Internal Report prepared for Department Coordinating Committee on Ocean Mining, Geological Survey of Canada, 43p.

Halbach, P., Ozkara, M. and Hense, J. 1975: "The influence of metal content on the physical and mineralogical properties of pelagic manganese nodules"; **Mineral Deposits.** vol. 10, pp. 397-411.

Horn, D.R., Delach, M.N. and Horn, B.M. 1973: "Metal content of ferromanganese deposits of the oceans"; Tech. Rept. 3, **Int. Decade Ocean Explor.,** 51 pp.

Kaufman, R.1974: "The selection and sizing of tracts comprising a manganese nodule ore body"; Proc. 1974 Off. Technol. Conf. OTC 2059.

Ku, T.L. 1977: "Rates of accretion"; In: G.P. Glasby (Editor), **Marine Manganese Deposits.** Elsevier, Amsterdam, pp. 249-267.

Sorem, R.K. and Fewkes, R.H. 1977: "Internal characteristics"; In: G.P. Glasby (Editor), **Marine Manganese Deposits.** Elsevier, Amsterdam. pp. 147-183.

Weisz, P.B. 1975: "Ferromanganese nodules - their use as catalysts"; In: Pasho, D.W., McLeod, R. and Welwood, R.: Summary of talks given at the Sixth Underwater Mining Institute, Madison, Wisconsin, October 2 and 3, 1975. R.M. and C.B. Int. Rept. 75-2, pp. 6-11

APPENDIX II

Mass Balance Notes

Dotted lines in Figure 2 indicate bleeds for which no quantities were estimated, but which may be necessary for control of elements which may otherwise build up in the solvent. According to Kennecott no chloride nor light metals enter the solvent. However, the nodules contain small quantities of most elements in the periodic table, so it is reasonable to assume the need for bleeds in the solvent extraction circuit. The bleed from flows No. 23 and 26 will probably contain recoverable nickel. In view of the low pulp density of the tailings stream (No. 14) there is no risk of impurity buildup in the recycle leach liquor.

Szabo shows a bleed of condensate. This appears unlikely to us because of the apparent shortfall of water in the circuit.

No polishing filter has been included for cooling water or boiler blowdown make-up.

No estimates of cell room additives, nor neutralising reagents for effluent treatment, have been made. Carbon dioxide for regenerating leach and scrub solutions may be recoverable from reduction leach off-gas, but no attempt has been made to estimate the recyclable percentage.

No solvent make-up has been estimated, and solvent recovery from raffinates, advance electrolytes and crude have not been included in the flowsheet in the interest of simplicity. Coalescers would nevertheless be needed for solvent recovery.

No allowance has been made for stripper cells on electrolysis bleed solution, electrode washing circuits, nor for anode mud recovery and treatment.

APPENDIX III

Comparisons: this study/EIC

1) Assumed Average Nodule Composition (% dry weight): from Anonymous (1977c Table 4.1)

	This Study	EIC[1]
Al	6.50	3.42
Si	14.50	8.62
P	.05	.19
K	.90	1.27
Ca	1.65	2.03
Ti	.50	.57
Mn	27.00	31.69
Fe	5.00	10.77
Co	.25	.25
Ni	1.45	1.65
Cu	1.25	1.39
Zn	.15	.19
Sr	.06	.10
Mo	.06	.06
Ba	.05	.05
Pb	.05	.06
V	.05	.05
As	.005	.006
Mg	1.50	1.77
S	.50	.13
C	.01	.13
Na	2.50	2.79
H_2O	-	-
L.O.I.	20.00	26.60

"Standard Nodule": composite, Central Pacific nodule.
- Nil
[1]Air dried basis (21.0% H_2O) adjusted to dry weight basis (Table 4.1).

2) Some Quantities: from Anonymous (1977a, Table 5.1)

	This Study	EIC
Nodule feed rate (wmtd)	11 779	11 212
Water content (% wet weight)	30	40 *
Nodule feed rate (at 0% H_2O	8,246	6,667

* EIC assumed 40% water (% wet weight) with a loss of 60% of that water by drainage of surface water from accessible pores.

3) Metal Production (mty): from Anonymous (1977a, Table 5.1)

	This Study	EIC
nickel	35 116 (89)	33 000 (91)
copper	30 613 (90)	27 000 (88)
cobalt	3 402 (50)	3 900 (71)

( ) Process recoveries: contained metal from nodule feed rate at 0% H_2O, analysis in table of assumed average nodule composition.

4) Factors (EIC values x factor = this study)

nodules (wet)	1.05
nodules (dry)	1.24
nickel	1.06
copper	1.13
cobalt	0.87

APPENDIX IV

Main Capital Equipment Items

Stockpiling, Reclaiming and Materials Handling

Feed storage ponds
Bucket wheel, dredge or monitoring system
Mobile yard equipment
Belt conveyors
Intermediate bin(s) and hoppers
Screen(s) and magnet(s) for tramp removal
Pumps
Rod mill(s)
Cyclone(s)
Thickener(s)

Regeneration and Effluent Treatment

Absorption columns
Sparging equipment
pH loops
Pressure indication
Heat exchanger cooling tower
Steam stripping reactor (pulp)
Steam stripping column (solution)
Steam stripping column (sulphide precipitate)
Steam injection equipment
Condenser(s)
Boiler
Filter Press(es)
Pumps
Effluent treatment tanks
Surge tanks

Solvent Extraction

12 Mixer settlers
Coalescers to remove entrained organic from advance electrolytes
(Ni and Cu)
Pumps (Explosion proof motors)
Mixers
Vacuum system for removal of crud
Centrifuges for organic recovery from crud
Surge tanks
Flow meters and controls
Temperature indicators
Phase continuity probes
pH indicators

Electrolysis

Cells (say PVC lined concrete)
Lead anodes
Hanger bars
Fabric diaphragm bags
Starting sheet mother blanks (say Ti)
Stripping racks
Cutting/trimming equipment
Looping equipment
Straightening equipment
Electrode lifting/transport equipment
Ventilation
Anode sludge collection, storage, treatment
Solution distribution system
Reagent preparation/distribution equipment
Solution surge/storage tanks (anolyte and catholyte)
Electrode storage racks
Cathode weighing
Heat exchangers
Centrifuge, or flotation cell
Solvent return tank

August 30, 1982

MRI 82/4

SECTEUR DE LA POLITIQUE MINÉRALE
RAPPORT INTERNE

MODÈLE GÉNÉRAL D'ESTIMATION: INSTALLATIONS DE TRAITEMENT DES NODULES DE MANGANÈSE DU KENNECOTT JOINT VENTURE

D.E.C. KING
Secteur de la politique minérale

D.W. PASHO
Division de l'exploitation minière en mer

Énergie, Mines et Ressources Canada | Energy, Mines and Resources Canada

Minéraux | Minerals

CANADA

MINISTÈRE DE L'ÉNERGIE, DES MINES ET DES RESSOURCES

OTTAWA

Rapport Interne du Secteur de la politique minérale
MRI 82/4

MODÈLE GÉNÉRAL D'ESTIMATION: INSTALLATIONS DE TRAITEMENT DES NODULES DE MANGANÈSE DU KENNECOTT JOINT VENTURE

Préparé conjointement avec le
Comité ministériel de coordination de
l'exploitation minière des fonds marins
Étude de l'exploitation des grands fonds marins

par

D.E.C. King
Secteur de la politique minérale

et
D.W. Pasho
Division de l'exploitation minière en mer
Administration du pétrole et du gaz des terres du Canada

décembre 1979

Catalogue No. M35-2/82-4
ISBN 0-662-52111-0

PRÉFACE

Le présent rapport fait partie d'une série de quatre rapports internes* préparés en même temps qu'une évaluation détaillée des ressources des grands fonds marins effectuée par le Groupe de travail sur les grands fonds marins du Comité ministériel de coordination de l'exploitation minière des fonds marins. A l'origine, ces rapports étaient destinés au personnel du Ministère. Cependant, on a décidé de les publier en raison des données importantes qu'ils contiennent et de leur forme qui se prêtait bien à la publication car il n'y avait nul besoin de modifier énormément le texte original. Dans certains cas, les illustrations sont les mêmes que celles des rapports originaux pour des raisons d'économie de temps et d'argent.

---

* Initialement rapport interne de la Direction de la Gestion des ressources, 1979-4
(Modèle d'estimation Kennecott)

TABLE DES MATIÈRES

	Page
INTRODUCTION	1
Historique et objectif	1
Examen des travaux de traitement effectués par le Kennecott Joint Venture	1
Caractéristiques des nodules	3
APPROCHE	4
Base pour l'élaboration du modèle	4
Commentaires généraux concernant le procédé modèle	5
Méthodologie	6
DISCUSSION DU PROCÉDÉ	8
Aménagement du site et installations annexes	8
Installations secondaires	10
Constitution de réserves, récupération et manutention	10
Lixiviation par réduction et lavage	11
Régénération et traitement de l'effluent	12
Extraction par solvants	13
Électrolyse	15
Récupération du cobalt	16
Élimination des déchets	16
CRITÈRES D'ÉVALUATION, RÉSUMÉ DES SECTIONS DE L'USINE	16
Aménagement du site et installations annexes	16
Installations secondaires	17
Constitution de réserves, récupération et manutention	17
Lixiviation par réduction	18
Extraction par solvants	18
Électrolyse	19
Élimination des déchets	20
RÉSUMÉ DES PRODUITS NÉCESSAIRES	22
Nodules	22
Electricité	22
Vapeur	22
Eau	22
Autres	22

	Page
RÉFÉRENCES	24
ANNEXES	29
I. Caractéristiques physiques des nodules	29
II. Notes sur les pourcentages massiques	31
III. Comparaison: présente étude/EIC	33
IV. Principales pièces d'équipement et installations	35
FIGURES	
1. Schéma de fonctionnement pour le traitement des nodules de manganèse basé sur le procédé éventuel du Kennecott Joint Venture	9
TABLEAUX	
1. Composition moyenne présumée des nodules	8
2. Récupération des métaux par le procédé Kennecott	21
3. Produits nécessaires	23

INTRODUCTION

Historique et objectif

Afin de fournir une base technique solide pour l'élaboration d'une politique applicable aux ressources des fonds marins, le Comité de coordination de l'exploitation minière des fonds marins du ministère de l'Énergie, des Mines et des Ressources a entrepris une étude d'envergure sur les aspects techniques et économiques de l'exploitation des ressources des fonds marins. Les travaux de base portant sur le traitement des nodules de manganèse des fonds marins ont progressé, passant de l'étude générale des techniques (Ritcey, 1976) à des études plus spécifiques des procédés devant être utilisés par des consortiums miniers individuels s'occupant de l'exploitation des fonds marins (Ritcey et al., 1976 a, b et c; Lucas et MacKinnon, 1976). Pour ce travail, nous avons sélectionné deux procédés possibles représentant les voies hydrométallurgique et pyrométallurgique, afin de les étudier plus en détail et d'en évaluer les coûts.

Le présent rapport décrit un modèle d'estimation d'une méthode de traitement hydrométallurgique des nodules que le Kennecott Joint Venture pourrait utiliser. Le procédé décrit ici servira de base pour préparer une évaluation des coûts du traitement qui sera utilisée en même temps que les coûts d'exploitation et de transport que l'on établit présentement pour le modèle simulant l'exploitation marine du Kennecott Joint Venture. Cette portion du modèle général comprend la manutention et le traitement des nodules à partir du moment où ils sont déchargés sur le rivage jusqu'à la production de produits affinés qui sont commercialisables (secteur du traitement). On ne spécifie ni la méthode de déchargement, ni la méthode de transport sur terre à partir du port vers les aires de stockage de l'usine de traitement, ni la méthode d'élimination des déchets, à cause du grand nombre de cas possibles. Dans un modèle complet représentant le procédé Kennecott, on considère ces aspects comme étant spécifiques au site. On peut les régler selon la situation particulière du site choisi pour le traitement.

On procède ainsi en vue d'aborder le "secteur du traitement" du modèle d'une façon qui permette l'application souple de l'analyse économique selon l'emplacement. On peut, par exemple, appliquer les résultats de la présente étude directement à une étude mixte effectuée par le ministère de l'Énergie, des Mines et des Ressources et le Ministry of Economic Development de la Colombie-Britannique, portant sur les emplacements possibles en Colombie-Britannique.

Examen des travaux de traitement effectués par le Kennecott Joint Venture*

Les tous premiers travaux portant sur le traitement des nodules de manganèse effectués par Kennecott ont été en grande partie réalisés au

---

* Résumé de Pasho (1976)

Metal Mining Division, du Research Department à Salt Lake City. Entre 1962, lorsqu'ils ont dragué leurs premiers échantillons en vrac pour les études sur le traitement (Schatz, 1971), et la fin des années 60, un certain nombre de travaux sur le traitement de nodules ont été effectués, dont des études de la documentation, des travaux donnés à contrat, ainsi que des travaux effectués en laboratoire et des activités pilotes à petite échelle dans leurs propres installations (fonderie). Leurs premiers travaux comprenaient des expériences utilisant des nodules pour éliminer les composés de soufre dans les gaz (Zimmerley, 1976), des essais en laboratoire de différents procédés employés par l'Utah Engineering Experimental Station de l'University of Utah (Hanson et al., 1976 et 1978), et des études de faisabilité des procédés de fusion (Beck et Messner, 1970). En ce qui concerne les méthodes hydro-métallurgiques, on est arrivé à la conclusion qu'il fallait trouver une technique pour modifier la structure des phases manganèse contenant le nickel-cuivre, afin d'améliorer l'accessibilité de ces métaux aux agents de lixiviation. Comme on l'a noté plus tard (Agarwal et al., 1978) le problème clé à résoudre consiste à découvrir une méthode pour pénétrer dans la matrice de manganèse sans utiliser des méthodes de réduction à haute température ou des solutions agressives qui dissolvent tout le minerai.

Vers la fin des années 60, après qu'on eut déplacé le centre d'études sur le traitement au Ledgemont Laboratory du Kennecott, à Lexington (Massachusetts), les travaux semblaient s'être concentrés sur les méthodes hydrométallurgiques comprenant la lixiviation en milieu ammoniacal des nodules réduits; cette méthode était basée apparemment sur le procédé Caron. On s'est beaucoup intéressé aux méthodes servant à la réduction initiale qui comprenaient l'utilisation d'ions manganeux dans la solution de lixiviation (Skarbo, 1973), de réducteurs gazeux (Redman, 1973), le grillage en présence de substances contenant du carbone (Wilder et Andreola, 1973) et la lixiviation à hautes températures et sous de fortes pressions (Skarbo, 1973). On s'est aussi intéressé à l'étape de la lixiviation (Wilder, 1973), de la séparation des métaux (Skarbo et Miguel, 1974; et Skarbo, 1974) et à la forme de la charge d'alimentation (Agarwal et Wilder, 1974).

Pendant cette période, le procédé fondamental semblait exiger une réduction initiale pendant laquelle les nodules, se présentant dans un état finement divisé, étaient réduits dans un système de rédacteur à lit facilement fusible à l'intérieur d'un four rotatif. Cette réduction était alors suivie d'une lixiviation en milieu ammoniacal pour enlever les métaux, puis pour séparer les résidus de lixiviation riche en métal. Outre les difficultés associées à la réduction des nodules, l'état dans lequel ils se présentaient semblait aussi rendre plus complexe la manutention lors de l'étape de réduction et pendant les dernières étapes de la séparation des résidus. L'état finement divisé des résidus de nodules exigerait beaucoup en termes de capitaux et d'espace nécessaires pour les chambres de décantation, les épaississeurs et le matériel de filtration (Agarwal et Wilder, 1974). Ce sont ces problèmes, semble-t-il, qui auraient motivé les recherches sur la pelletisation.

Pendant ce temps, d'autres travaux sur les procédés de fusion semblent avoir été faits, notamment pour faciliter la réduction (Wilder et Galen, 1976).

En 1972, les difficultés associées à l'étape de réduction ont été résolues par la découverte d'un intermédiaire catalytique produit in situ permettant d'utiliser un gaz réducteur rapidement disponible pour la réduction à basse température des nodules. Ce gaz réducteur est le monoxyde de carbone et l'intermédiaire catalytique l'ion cuivreux. Ensemble, ils réduisent le manganèse tétravalent en manganèse divalent dans une boue constituée de nodules et d'eau de mer ammoniacale à la température et à la pression ambiantes (Agarwal et al., 1978, page 2). Le brevet principal qui décrit ce procédé est intitulé: "Recovery of metal values from manganese deepsea nodules using ammoniacal cuprious leach solutions" (Szabo, 1976, brevet américain N° 3983017).

Au début des années 70, certains travaux s'étaient concentrés sur la façon d'améliorer l'extraction des fractions de métaux à partir des boues de lixiviation (Pemsler et al., 1976), sur la récupération et le recyclage des réactifs (Pemsler et al., 1977), sur la séparation des métaux par échange d'ions (Agarwal et al., 1976) et sur le circuit d'épuration du cobalt (Hubred et al., 1978).

D'importantes quantités de nodules (plusieurs centaines de tonnes) sont devenus disponibles pour des travaux de traitement à plus grande échelle en 1970 (rapport annuel de la Kennecott Copper Corporation, 1972). En 1972, la Kennecott Copper Corporation a aussi conçu et construit une installation pilote d'une capacité d'environ 0,5 tonne par jour au Ledgemont Laboratory pour évaluer le "procédé Cuprion". La plus grande installation pilote était en fonction en 1973 (Metals Week, 8 janvier 1973) et d'autres stations pilotes ont été utilisées en 1974 et occasionnellement depuis cette date. Une grande partie des travaux effectués actuellement visent à améliorer le "procédé Cuprion".

La plus grande partie des travaux sur la mise au point du procédé ont été effectués dans leurs propres installations, mais un petit contrat de recherche a été accordé au Colorado School of Mines Research Institute (CSMRI) pour cribler les réactifs utilisés pour l'échange d'ions. Les travaux ont été effectués après que Kennecott eut décidé d'utiliser un procédé de lixiviation en milieu ammoniacal; Kennecott avait noté qu'il n'y avait aucun procédé commercial pouvant être satisfaisant techniquement et économiquement pour la séparation et la production de métaux à partir de la liqueur riche (Agarwal et al., 1976).

Caractéristiques des nodules*

Les nodules de manganèse sont principalement composés d'oxydes de manganèse et de fer dans lesquels sont disséminées des fractions de nickel, de cuivre et de cobalt. Comme ces fractions ne se présentent pas dans des minéraux distincts, le principe de la dimension de libération et de l'enri-

---

* Fuerstenau et Han (1978) donnent un excellent résumé des caractéristiques des nodules du point de vue du traitement.

chissement physique ne s'applique guère à leur récupération. Cependant, le nickel et le cuivre ont tendance à s'associer aux phases oxyde de manganèse (todorokite, birnessite et MnO_2 delta), alors que le cobalt a tendance à s'associer aux phases nodules enrichis de fer. La gangue est constituée principalement de minéraux argileux, tels que la montmorillonite, la chlorite, la kaolinite et la phillipsite et d'une fraction organogène de carbonate de calcium et de silicium.

Les nodules sont extrêmement poreux, les pores étant extrêmement fins avec un diamètre de l'ordre de 100 A°. Ainsi, la porosité est de l'ordre de 60 % en volume et la superficie de 200 m^2/g environ (Agarwal et al., 1976, voir aussi Gross et McLeod, 1977, Annexe 1). En conséquence, le niveau d'humidité des nodules est d'environ 30 à 40 % en poids humide. Cette humidité influe aussi beaucoup sur la densité des boues. Vu la grande quantité d'eau libre retenue dans les pores, on obtient la fluidité voulue uniquement avec une densité de pulpe plus faible que celle normalement employée avec des solides plus granuleux.

Les nodules sont friables et faciles à broyer. L'indice de Bond (pour un broyeur à barreaux en circuit fermé) pour deux échantillons de nodules venant de la zone du Pacifique nord est égal à 8,8 et 13,7 kWh/tonnes [d'après Brooke et Prosser (1979)], et de 7 kWh/tonnes [d'après Agarwal et al., (1976)].

APPROCHE

Base pour l'élaboration du modèle

La Kennecott Copper Corporation nouveau nom Kennecott Corporation (Agarwal et al., 1978) a précisé que le consortium a l'intention d'utiliser le procédé "Cuprion" de la Kennecott décrit par L.J. Szarbo dans le brevet américain n° 3 983 017: "Recovery of Metal Values from Manganese Deepsea Nodules using Ammoniacal Cuprous Leach Solutions" (Szabo, 1976).

Le procédé hydrométallurgique comporte la lixiviation de nodules broyés, sans lavage, séchage ou réduction préalables. L'agent de lixiviation, des ions cuivreux, permet d'extraire la plus grande partie du nickel, du cobalt, du cuivre et du molybdène, laissant un résidu qui contient presque la totalité du fer et du manganèse. La régénération des ions cuivreux est effectuée par le barbotage de monoxyde de carbone, qui constitue le réducteur le plus important non réutilisable. Après lavage à contre-courant du résidu obtenu par la lixiviation, on sépare et on récupère les fractions solubles par échange d'ions et par affinage électrolytique. On récupère et on recycle l'ammoniac. Le cuivre et le nickel seront probablement récupérés sous forme de cathode. On récupérera probablement aussi le cobalt sous forme de métal, alors que le molybdène pourrait être obtenu sous forme de molybdate de calcium par prélèvement dans une conduite. D'autres métaux, y compris le molybdène, sont en solution dans la liqueur riche et pourraient aussi être extraits des nodules, si le coût de récupération est raisonnable.

Outre la principale référence (Szabo, 1976), on a obtenu d'autres informations des sources suivantes:

(1) D'autres brevets attribués à la Kennecott Corporation et donnant plus de détails sur des sections spécifiques du procédé, comme celui de Pemsler et Litchfield (1977) et de Hubred et al. (1978)

(2) Plusieurs publications réalisées par le personnel de Kennecott qui traitent des méthodes d'extraction par solvants (Agarwal et al., 1976; Brown et al., 1977; et Hubred et al., 1978), et une qui semble traiter du circuit de la DCC et du comportement de la floculation (Davies et Goldberg, 1978)

(3) En ce qui concerne le procédé en général, les travaux très utiles de la EIC Corporation (voir section 6.0, Detailed Description - Cuprion/Ammoniacal Leach Process, dans Anonyme, 1977c).

Commentaires généraux concernant le procédé modèle

Il est évident, d'après la documentation, qu'on peut traiter les nodules de manganèse des fonds marins par différentes méthodes, chacune présentant des avantages et des inconvénients. Comme source de nickel, les nodules sont assez semblables aux minerais latéritiques; ils sont des substances oxydées, contenant de l'eau, et aucun ne peut être concentré mécaniquement. La réduction des nodules peut s'effectuer soit par pyrométallurgie soit par hydrométallurgie.

De l'avis de la Kennecott Corporation et d'autres associés du consortium, les procédés principalement pyrométallurgiques ne sont guère utilisés si l'on considère uniquement la récupération du cuivre, du nickel et du cobalt (Agarwal et al., 1976). Ils soutiennent qu'il en est ainsi à cause de la très grande proportion des minéraux dans la gangue, dont il faut se débarrasser sous forme de scories et ce, au prix de grandes quantités de fuel et de la perte de métaux dans le grand volume de scories produit (Calahan et Westwood, 1975). Ils préfèrent donc les méthodes hydrométallurgiques.

La dissolution en tas et la dissolution sélective constituent les deux méthodes hydrométallurgiques possibles. Compte tenu de ce fait, on suppose que la première méthode ne peut être intéressante que si elle donne un produit à haute teneur en manganèse, comme du métal électrolytique, et à condition que le nickel et le cuivre obtenus permettent d'améliorer la rentabilité de la production. Étant donné que les marchés pour les produits à haute teneur en manganèse sont assez limités, on s'intéresse surtout aux méthodes de dissolution sélective qui se concentrent sur l'extraction du nickel et du cuivre et qui minimisent la consommation de produits chimiques et d'énergie nécessaires pour la dissolution et le rejet des éléments non désirables (Calahan et Westwood, 1975).

Dans le procédé qui est décrit par Szabo (1976), on réduit les nodules broyés, à l'état brut, par la lixiviation dans une solution ammoniacale contenant des ions cuivreux. Au cours de la lixiviation, le manganèse tétravalent est réduit en manganèse divalent et les fractions de

métaux, tels que le cuivre, le nickel, le cobalt et le molybdène, sont libérées lors de la rupture du réseau de bioxyde de manganèse. Les ions cuivreux qui se trouvent dans la solution de lixiviation sont alors oxydés en ions cuivriques et régénérés de nouveau à l'aide d'un gaz réducteur comme le monoxyde de carbone.

Le manganèse se retrouve sous forme de carbonate dans les résidus de la lixiviation avec de l'oxyde de fer hydraté non lixivié et des minéraux argileux, constituant ainsi une nouvelle source d'alimentation à faible teneur pour la production de ferromanganèse, si ces résidus sont stockés de façon appropriée.

Kennecott soutient que le procédé utilisant l'ion cuivreux présente les avantages suivants;

(1) Selon les essais, les exigences énergétiques, sont beaucoup plus faibles que pour les minerais extraits du sol ou pour les procédés de traitement des nodules par méthode pyrométallurgique ou par pré-réduction à haute température.

(2) Le procédé est économiquement avantageux.

(3) Le procédé est souple dans le sens qu'on peut récupérer, selon les conditions du marché, une quantité appréciable du manganèse rejeté avec les résidus (Agarwal et al., 1976).

Il y aurait lieu, en effet, de tenter de diminuer la consommation d'énergie dans un procédé où l'élimination de 30 à 40 % du poids en eau des nodules ne sert pas à grand chose. Par contre, on a besoin d'énergie pour récupérer et recycler l'ammoniac en plusieurs points du circuit du procédé Cuprion.

Apparemment, on obtient une diminution des immobilisations et des coûts d'exploitation en éliminant une étape de séchage et une étape de réduction. De plus, le faible taux de corrosion et les faibles exigences de la lixiviation quant à la température et à la pression permettront de fabriquer un acier doux à un coût relativement faible.

Parmi les inconvénients, on compte un faible taux de récupération du cobalt (peut-être 50 % environ) et la nécessité de disposer d'un équipement de taille considérable pour obtenir une pulpe de très faible densité dans le circuit réactionnel initial. De plus, plusieurs sections du procédé n'utilisent pas la technologie habituelle (si l'on tient compte des matériaux traités). Les risques associés à ce procédé sont donc plus grands que ceux de la méthode pyrométallurgique décrite par l'Ocean Management Inc. De surcroît, la récupération et le recyclage de l'ammoniac à partir de solutions de différentes concentrations nécessitent une section de récupération et de recyclage plutôt complexe.

Méthodologie

En se basant en grande partie sur les travaux de Szabo (1976), on a établi un schéma de fonctionnement simplifié (Figure 1) illustrant le

modèle utilisé par le Kennecott Joint Venture. En outre, on a calculé approximativement les pourcentages massiques qu'on présente dans la section traitant des critères d'évaluation et résumant les sections de l'usine (voir aussi "Notes sur les pourcentages massiques" à l'Annexe II).

Après une étude détaillée des travaux sur le procédé réalisés par la EIC, on a décidé d'utiliser, selon les besoins, leurs valeurs de pourcentage massique (modifiées pour s'adapter aux taux d'alimentation dans le présent rapport) pour certaines substances et certains schémas que nous n'avons pas abordés et qui autrement auraient exigé beaucoup trop de temps (Anonyme, 1977c; voir aussi Annexe III). Pour le lecteur, il serait peut-être utile de se reporter aux schémas de la EIC (Figures 6.2 à 6.31).

L'Annexe IV présente des listes du matériel par section de l'usine.

On considère que le taux annuel de livraison de nodules humides est de l'ordre de 3,89 millions de tonnes métriques, soit 2,72 millions de tonnes métriques de nodules secs. Ce taux a été tiré de celui calculé pour le modèle représentant le secteur du transport et de l'exploitation minière du Kennecott Joint Venture. La composition de la charge d'alimentation initiale est fictive, mais on pense qu'elle peut être représentative d'une substance à teneur élevée provenant de la zone équatoriale Nord-Est de l'océan Pacifique; on l'a utilisée dans le présent rapport (Tableau 1).

On considère que le secteur du traitement comprend toutes les installations terrestres pour la manutention et le traitement des nodules. Pour évaluer les coûts, on divise le secteur en sous-secteurs qu'on décrit ultérieurement dans la section "Discussion du procédé". Les frais d'installation de la plupart des sous-secteurs du modèle sont considérés comme dépendant relativement peu du site, mais certains coûts associés aux trois sous-secteurs devront être évalués séparément selon le site considéré.

(1) Aménagement du site et installations annexes: certains aspects de l'aménagement du site, tels que la préparation du site et les installations annexes (infrastructure), varieront d'un site à l'autre.

(2) Installations secondaires: là encore, il peut être nécessaire, selon l'emplacement de l'usine, de construire des installations plus grandes, comme un terminal maritime et des habitations, et de prendre les dispositions nécessaires pour le transport sur terre à partir d'une installation portuaire jusqu'au site de traitement.

(3) Elimination des déchets: selon le site, on peut disposer d'un certain nombre de méthodes pour éliminer les déchets. Parmi celles-ci, on retrouve, par exemple, l'élimination au large de certains déchets, l'élimination sur place ou le transport d'une partie des déchets solides à un emplacement plus éloigné en vue de les éliminer.

TABLEAU 1

Composition moyenne présumée des nodules

	(% masse sèche)	(% masse humide)
Al	6,50	4,55
Si	14,50	10,15
P	,05	,04
K	,90	,63
Ca	1,65	1,16
Ti	,50	,35
Mn	27,00	18,90
Fe	5,00	3,50
Co	,25	,18
Ni	1,45	1,02
Cu	1,25	,88
Zn	,15	,11
Sr	,06	,04
Mo	,06	,04
Ba	,05	,04
Pb	,05	,04
V	,05	,04
As	,005	,004
Mg	1,50	1,05
S	,50	,35
C	,01	,01
Na	2,50	1,75
H_2O	-	30,00[1]
Pertes à la calcination	20,00	14,00

"Nodule étalon": composite d'un nodule provenant de la région centrale de l'océan Pacifique

[1]masse sèche = 0,7 masse humide

-: néant

DISCUSSION DU PROCÉDÉ

Aménagement du site et installations annexes

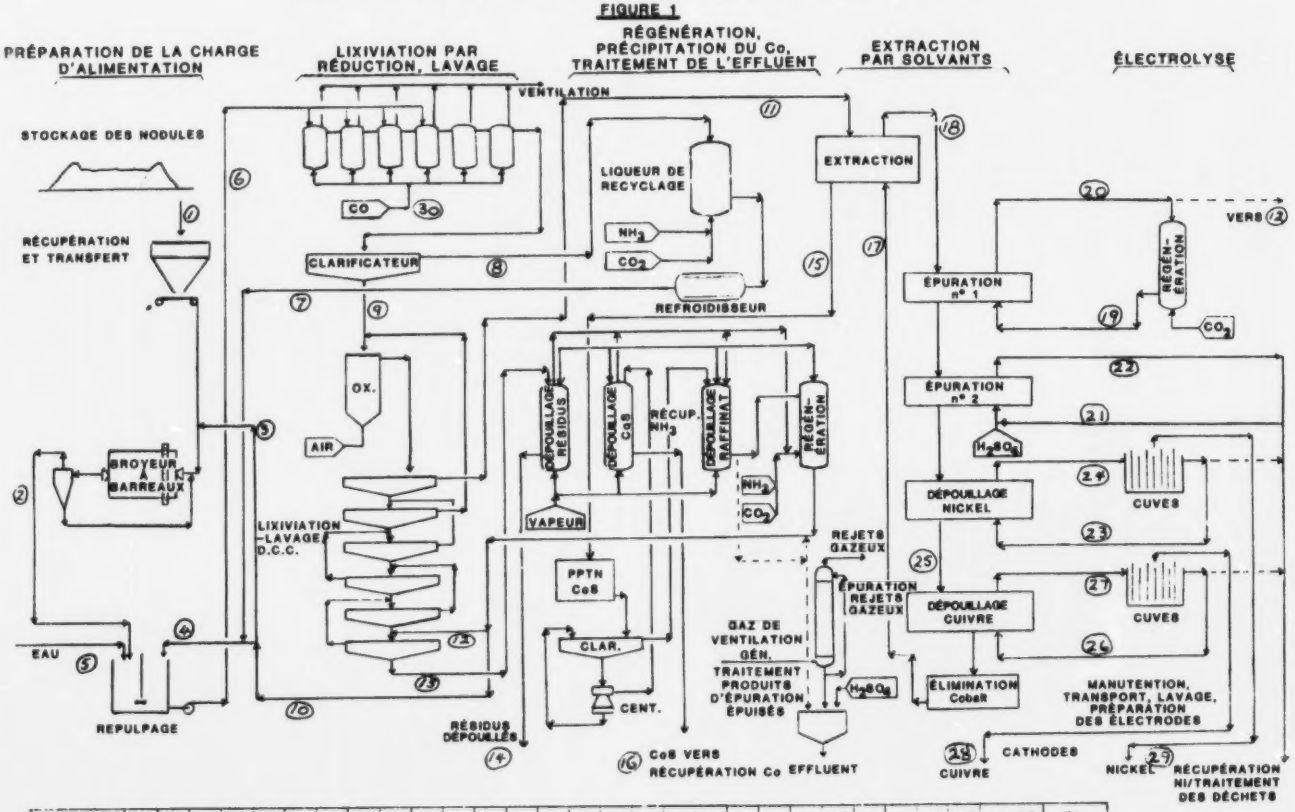
Parmi les frais d'aménagement caractéristiques, on considère les frais suivants comme étant spécifiques au site et on les évalue séparément:

(1) Préparation du site: déblaiement, terrassement, drainage, etc.

(2) Installations annexes: lignes haute tension, alimentation en eau, routes, voies ferrées, etc. avec interface vers l'usine.

SCHÉMA DE FONCTIONNEMENT POUR LE TRAITEMENT DES NODULES DE MANGANÈSE
(BASÉ SUR UN PROCÉDÉ ÉVENTUEL DE LA KENNECOTT JOINT VENTURE).

FIGURE 1



ÉTAPE n°	1	2	3	4	5	6	7	8	9	10	11	12	13	14	15	16	17	18	19	20	21	22	23	24	25	26	27	28	29	30
P.D. %Solides	60	35				5			31				45	45		65														
tmh Solides	349	349				349			349				384	384		1.9														
tmh Solution	229	639	217	123	78	634	680	680	772	391	772	420	420	430	772	1.0														
tmh Pulpe	573	983				983			1114				764	764		3.9														
m^3h Aqu.	229	617	210	119	78	613	750	750	736	329	736	407	407	407	736				414	414	125	125	163	163		387	387			
m^3h Org.																	1251	1251												
tmh Org.																	1048	1058												
g/l ou %Cu	1.25										5.26				0.092		0.5	3.48	0	0	0	0	0.001	0.001	3.48	37	47	100%		Co ~ 50%
g/l ou %Ni	1.45										6.10				0.092		0.06	3.56	0	0	0.55	0.55	50	0.77	0.01	1.4	1.5	100%		H_2O ~ 38%
g/l ou %Co	0.25										0.98				0.154		0.01	0.07	0	0	—	—	0.001	0.001	0.01	0.012	0.012			Ni ~ 1%
g/l NH_3							100					100			85		0	2.45	17	25	27	27	0.31	0.39	0	0.15	0.14			
g/l CO_2						25		25				100			55															
Temp C						40	50	50			40																			
pH								10.6																	3.0	3.0				

(Starch) — 750 gpl H_2SO_4

FIGURE 1
MODÈLE ILLUSTRANT LE TRAITEMENT DES NODULES DES GRANDS FONDS MARINS BASÉ SUR LE PROCÉDÉ ÉVENTUEL KENNECOTT

PREL. 30/3/77
REV. 18/7/79

Parmi les autres frais qui ne dépendent pas autant du site, on compte:

(1) Frais généraux sur le terrain: services publics au cours de la construction, bâtiments temporaires, voyage vers le site, administration, sécurité et nettoyage, location, biens non réutilisables, etc.

(2) Services sur le chantier: distribution de l'électricité, sécurité, protection contre les incendies, égoûts, distribution de l'eau potable, installation téléphonique pour l'usine, route et aires de stationnement pour l'usine, voies ferrées et voies de service, matériel mobile, clôtures et éclairage pour l'usine.

Installations secondaires

Les bâtiments secondaires, tels que les ateliers, les entrepôts, le laboratoire, l'entrée principale et les vestiaires, constituent un sous-secteur qui ne dépend pas du site.

Les installations secondaires qui dépendent du site peuvent comprendre: terminal maritime, transport du minerai vers l'usine, production d'énergie et production d'oxygène et d'autres gaz.

Constitution de réserves, récupération et manutention

L'usine traite environ 3,9 millions de tonnes métriques de nodules humides par an (même quantité que le minerai extrait des mines), ce qui équivaut à environ 11 780 tonnes métriques de nodules humides par jour si on suppose que l'usine fonctionne 330 jours par an.

On suppose qu'un stock de nodules suffisant pour deux mois est conservé à l'usine, dans un bassin de stockage. Un tel bassin contenant 700 776 tonnes métriques de nodules humides environ (stock de 60 jours) renfermerait un peu plus de 660 000 mètres cubes de nodules saturés d'eau.* On peut récupérer les nodules dans le bassin par dragage à un taux approximatif de 490 tonnes métriques/heure de nodules humides.

On suppose que les nodules provenant du bassin contiennent 40 % d'eau à l'entrée du trémis de chargement du broyeur à barreaux. D'après Szabo (1976), on devrait réduire de nouveau les nodules en boue dans le broyeur à barreaux en utilisant la liqueur de lixiviation recyclée.

Dans le circuit de broyage et de déshydratation, on suppose que le broyage produit une pulpe contenant 35 % de solides. Selon Szabo (1976), un produit de granulométrie inférieure à 60 mailles permet d'obtenir un bon taux de récupération métallurgique, bien qu'on

---

* Note: On suppose que la masse volumique apparente des nodules saturés d'eau est de 1,07 tonne métrique humide/m^3 (soit 80 livres humides/pi^3).

considère que pour évaluer prudemment la taille des particules dans le broyeur, le matériau doit être broyé jusqu'à une granulométrie inférieure à 100 mailles.

Il y aurait lieu de prévoir le stockage sur place d'une quantité suffisante pour quatre semaines des principaux produits utilisés dans le procédé, tels que le charbon, le mazout et le calcaire. Le Tableau 3 intitulé "Produits nécessaires", donne les quantités stockées.

Lixiviation par réduction et lavage

Les nodules de manganèse broyés et remis en boue contenant 5 % de solides, avec la liqueur de lixiviation recyclée, à une température de 40°, sont pompés à travers un tamis vibrant qui élimine les déchets et à travers un réservoir d'équilibre pour la boue, vers les quatre premiers de six réacteurs. Un gaz réducteur commercial*, composé de 50 à 60 % de monoxyde de carbone, de 30 à 45 % d'hydrogène, de 6 à 12 % de H_2O et de 1 % de N_2, est introduit par barbotage au fond des réacteurs qui fonctionnent à la pression atmosphérique. On utilise un agitateur mécanique pour disperser uniformément le gaz et mettre les solides en suspension. Le monoxyde de carbone est utilisé dans une proportion de 90 %.

Ces réacteurs peuvent être en acier à faible teneur de carbone, car ils ne sont pas soumis à de fortes contraintes. Ils sont disposés en cascade de sorte que la pulpe qui déborde de l'un est récupéré dans un autre en dessous.

Selon Szabo, les rejets gazeux passent pas des condenseurs qui éliminent une partie de l'eau, puis par des débitmètres et enfin par un épurateur où l'ammoniac est éliminé avant le rejet dans l'atmosphère. On peut cependant brûler le gaz contenant le monoxyde de carbone et l'hydrogène, utiliser la chaleur ainsi produite et recycler le bioxyde de carbone pour produire du carbonate d'ammonium.

Chaque réacteur est muni du matériel pour les changements de pH, de manomètres, d'indicateurs de niveau, de systèmes avertisseurs et du matériel nécesaire pour la suspension et l'agitation.

Le temps de séjour dans chaque réacteur est de 20 minutes.

Pendant cette opération, le cuivre cuivrique, qui se trouve dans une solution de carbonate d'ammonium, est réduit en cuivre cuivreux et le bioxyde de manganèse est réduit en carbonate manganeux, libérant ainsi les métaux communs qui pourront maintenant se dissoudre.

---

* Il faut probablement produire ce gaz sur place en utilisant du coke, de la vapeur et de l'air/oxygène.

Au cours de cette opération, la solution de lixiviation contient environ 100 g/l de NH_3 et 25 g/l de CO_2, présente de préférence un pH de 10,6 environ et renferme 6,1 g/l environ de nickel et 5,3 g/l environ de cuivre au total, la concentration en cuivre cuivreux variant de 3,0 à 5,0 g/l. Selon Szabo (1976), les teneurs prévues pour le cuivre sont de 4 à 8 g/l et pour le nickel de 5 à 10 g/l. La température, signale-t-on, augmenterait jusqu'à 50°C environ lors de la lixiviation.

Environ 97 % du bioxyde de manganèse est réduit par le monoxyde de carbone. Lors de la lixiviation, les taux de récupération du cuivre et nickel sont de l'ordre de 90 % alors qu'on ne récupère que 50 % du cobalt.

On ajoute un floculant à la boue produite dans le dernier réacteur, avant qu'elle soit transférée par gravité dans le clarificateur. Le trop-plein du clarificateur passe dans une colonne d'adsorption dans laquelle on injecte de l'ammoniac et du bioxyde de carbone avant que la solution soit recyclée dans le broyeur. La sous-verse du clarificateur est transférée dans un réservoir d'oxydation dans lequel l'air est en suspension pour oxyder le cuivre cuivreux en cuivre cuivrique. On oxyde aussi les ions de nickel et de cobalt jusqu'à la valence supérieure. Grâce à cette méthode, on obtient un meilleur chargement de cuivre à l'étape de l'extraction par solvants, mais les ions cobaltiques ne sont pas extraits à cause de la lenteur cinétique de leur extraction. Le peu de cobalt qui se fixe sur la résine est éliminé de la solution organique par un procédé de régénération breveté. La boue oxydée est ensuite introduite au début d'un circuit décantation/lavage à contre-courant comportant six étapes. La solution de lavage fraîche, ajoutée à la dernière étape du circuit décantation/lavage contient 100 g/l de NH_3, et 100 g/l de CO_2. Szabo mentionne qu'en usines pilotes on effectuait en discontinu le lavage à contre-courant, mais on suppose que ce procédé sera réalisé en continu à l'échelle commerciale. La nécessité de six étages de lavage et la densité très faible de la pulpe (3,5 % de solides en usine pilote) laissent penser que les caractéristiques de décantation de la pulpe ne sont guère avantageuses.

Dans la Figure 1, qui présente les pourcentages massiques, nous supposions que dans le circuit décantation/lavage à contre-courant la densité de la sous-verse produite par l'épaississeur correspondait à seulement 45 % de solides, à cause de la difficulté de décanter des solides et à cause de leur micro-porosité.

Le trop-plein de liqueur riche provenant du premier épaississeur par décantation est envoyé dans le circuit d'extraction par solvants. Bien qu'il ne soit pas illustré dans la Figure 1, il existe sûrement un filtre-presse pour le traitement final de la liqueur riche, afin d'éliminer les dernières traces de solides avant l'extraction par solvants.

Régénération et traitement de l'effluent

Lors de la lixiviation par réduction on a déjà mentionné la régénération des contenus de NH_3 et de CO_2 du trop-plein produit par le clarificateur avant le recyclage et la nouvelle lixiviation par réduction.

On suppose que la sous-verse provenant de la dernière étape décantation/lavage à contre-courant présente une densité de 45 % en solides. Elle renferme une solution de carbonate d'ammonium qui est entraînée avec le résidu de lixiviation. La sous-verse est alors traitée dans une colonne où le carbonate d'ammonium est décomposé par purification à la vapeur. Les résidus ainsi épurés, qui contiennent tout le fer et tout le manganèse, sont rejetés à la base de la colonne puis évacués par pompage; leur teneur en solides est probablement de 45 %.

Le raffinat provenant de l'extraction par solvants contient aussi du carbonate d'ammonium qui doit être décomposé par épuration à la vapeur après une étape de précipitation du cobalt. On discutera plus longuement dans une autre section d'un procédé possible pour la séparation du cobalt. On peut voir sur la Figure 1 l'élimination primaire du cobalt sous forme de sulfure, suivie de la purification à la vapeur, dans deux colonnes séparées, des fractions légères et lourdes provenant du clarificateur et de la centrifugeuse.

La solution épurée à la vapeur est envoyée dans une colonne d'adsorption où du NH_3 et du CO_2 provenant des vapeurs rejetés sont en suspension, afin de régénérer une nouvelle solution de carbonate d'ammonium qui sera réutilisée dans le circuit décantation/lavage à contre-courant dans le broyeur à barreaux et dans le bassin où la pulpe est produite.

On laissera probablement le molybdène s'accumuler dans le carbonate d'ammonium recyclé jusqu'à un niveau maximal qui sera contrôlé en prélevant une portion du liquide, puis, en précipitant le molybdène sous forme de molybdate de calcium par l'addition de chaux.

Selon Szabo (1976), le condensat, obtenu après les étapes de purification à la vapeur et du traitement au carbonate d'ammonium, est chauffé par le reflux de vapeur. Toujours selon Szabo, le surplus de condensat est prélevé puis envoyé dans la section traitement de l'effluent. Ce prélèvement qu'on propose est douteux, car il n'y a aucun surplus d'eau dans le pourcentage massique approximatif de la Figure 1. En outre, il serait normalement souhaitable de prélever une solution épuisée contenant des sels solubles plutôt que des condensats, dans le but de limiter l'accumulation d'impuretés solubles.

Le but de l'étape du traitement de l'effluent, comme le représente la Figure 1, est d'épurer et de neutraliser les rejets de vapeurs produits par les procédés en discontinu. La figure montre qu'il y a addition d'un acide, probablement parce que les vapeurs sont principalement ammoniacales. Il est possible que les vapeurs des cuves d'électrolyse puissent contribuer partiellement à la neutralisation si on utilise un système commun.

Extraction par solvants

On effectue la séparation du nickel et du cuivre dans un liquide échangeur d'ions, à l'aide de la résine LIX 64N dans des solvants organiques. On extrait simultanément le nickel et le cuivre à un taux de récupération de pratiquement 100 %, en trois étapes d'extraction à contre-courant

au cours desquelles environ 5 % de l'ammoniac de la liqueur riche est aussi éliminé. Le raffinat ne contient ni nickel ni cuivre, mais renferme toujours du cobalt et du molybdène qu'on élimine de la façon décrite dans la section précédente.

Deux étapes d'épuration consécutives, chacune exigeant deux étapes à contre-courant, sont nécessaires pour éliminer l'ammoniac extrait. Un schéma présenté par Szabo (1976) montre que la première solution d'épuration est constituée de bicarbonate d'ammonium et que la seconde est une solution de sulfate d'ammonium légèrement acide. Par contre, au tableau sur les pourcentages massiques on ne fait état d'aucune teneur en carbonate ou en sulfate. On doit supposer que le schéma est juste; le bicarbonate relativement "acide" peut réagir et éliminer presque la totalité de l'ammoniac de la solution organique utilisée pour l'épuration primaire, alors que le sulfate d'ammonium plus acide qui est utilisé pour l'épuration secondaire élimine le reste ainsi qu'une petite quantité de nickel.

La régénération du bicarbonate d'ammonium à partir de l'épuration primaire serait un prolongement logique de la description de Szabo; c'est pourquoi elle est présentée à la Figure 1 du présent rapport. Il serait nécessaire de prélever une portion du liquide d'épuration pour limiter l'accumulation de l'ammoniac; on remettrait ensuite cette portion dans le circuit décantation/lavage à contre-courant. Le reste du liquide d'épuration est additionné d'eau puis est probablement passé par une colonne d'adsorption où du CO_2 est injecté pour régénérer le bicarbonate d'ammonium.

Szabo montre que le liquide d'épuration secondaire est rejeté. Néanmoins, ce produit contient peut-être assez de nickel pour justifier la récupération.

La solution organique épurée est débarrassée du nickel qu'elle contient, en trois étapes à contre-courant à un pH de 3, en utilisant, après recyclage, l'électrolyte épuisé provenant de l'affinage électrolytique du nickel. L'électrolyte épuisé est légèrement acide; il contient environ 44 g/l d'acide sulfurique libre et 50 g/l de nickel. On règle le taux d'alimentation de sorte que la quantité d'acide soit équivalente à la quantité de nickel sur la résine. Cette solution d'épuration contient environ 77 g/l de nickel; on procède directement à l'électrolyse du nickel sans traitement ultérieur.

Le trop-plein de la solution organique, débarrassé de son nickel, est ensuite débarrassé de son cuivre en deux étapes à contre-courant, avec l'électrolyte épuisé puis recyclé provenant de l'installation pour affinage électrolytique du cuivre. Cet électrolyte est fortement acide; il contient environ 160 g/l de H_2SO_4 et 37 g/l de cuivre. Après l'étape d'épuration, l'électrolyte contient environ 47 g/l de cuivre; on procède alors à l'affinage électrolytique du cuivre sans traitement ultérieur de la solution.

Électrolyse

L'affinage électrolytique du nickel se fait en circuit fermé avec l'épuration du nickel. L'affinage électrolytique du cuivre est aussi réalisée en circuit fermé avec l'épuration du cuivre.

Chacune des solutions, provenant de l'écoulement dans les circuits d'affinage électrolytique, sont séparées, et on suppose que le matériel des cuves d'électrolyse de chaque métal est séparé et non interchangeable.

Il n'y a pratiquement pas de cuivre qui entre dans la solution d'épuration du nickel provenant de la solution organique. Cependant, il n'est pas possible d'épurer sélectivement tout le nickel à un pH de 3 en trois étapes à contre-courant. Par conséquent, le nickel qui reste dans la solution organique après l'épuration (jusqu'à 11 % du nickel qui entre avec la solution organique) est épuré avec le cuivre dans les conditions plus acides qui prévalent lors de l'épuration du cuivre. Il est donc nécessaire de prélever une certaine quantité d'électrolyte épuisé en cuivre pour limiter la concentration du nickel. Le schéma ne fait pas état d'une récupération du nickel dans cette quantité, mais elle est probablement effectuée en pratique.

Étant donné que l'électrolyte qui entraîne le nickel est probablement constitué d'une solution d'épuration pure provenant de l'étape de l'extraction par solvants, aucune autre étape de purification n'est indiquée à la Figure 1, bien qu'il semble nécessaire de prévoir un système pour éliminer les impuretés. Pour ce qui est du reste, le procédé est semblable à celui de l'usine d'Outokumpuoy où l'on récupère le nickel en utilisant des anodes insolubles. Les cathodes sont suspendues dans des sacs en tissu; le catholyte s'écoule dans chaque sac où la pression est légèrement plus élevée qu'à l'extérieur où se trouve l'anolyte et ce, afin d'assurer l'écoulement vers l'extérieur. A Outokumpuoy, l'anolyte plus acide est purifié avant de retourner sous forme de catholyte.

L'extrait organique ne devrait contenir ni fer ni plomb, car la solution de lixiviation constituée de carbonate d'ammonium dans le procédé de Kennecott n'est censée contenir aucun de ces éléments. Selon Szabo, l'extrait ne devrait contenir ni cobalt ni molybdène, bien que, comme nous l'avons déjà noté, de petites quantités de cobalt trivalent, susceptibles de s'y trouver encore après l'étape d'oxydation, puissent passer dans la solution organique. Cependant, à des fins d'évaluation, on suppose qu'il n'y a aucune extraction de cobalt et de molybdène. Il serait probablement nécessaire d'éliminer la solution organique entraînée avant l'électrolyse soit par coalescence, par centrifugation ou par flottation.

On ne dispose d'aucune donnée sur la composition possible des boues anodiques provenant d'un système extraction ammoniacale/échanges d'ions en milieu liquide. Il serait cependant souhaitable de prévoir une certaine somme afin de recueillir et traiter les boues anodiques.

Récupération du cobalt

On peut pousser le traitement du précipité primaire de sulfure de cobalt pour produire du cobalt métallique dans une autre petite usine. Le traitement peut être plus ou moins complexe, selon la forme et la pureté nécessaire pour commercialiser le métal.

Le traitement du cobalt par Kennecott pourrait suivre une voie dont le produit final est constitué de cobalt cathodique ou de poudre de cobalt obtenue lors de la réduction par l'hydrogène, chacune des voies nécessitant en général les étapes intermédiaires de lixiviation et de purification.

Étant donné la petite taille de ce circuit par rapport à la taille des usines de récupération du cuivre et du nickel, on peut probablement prévoir les sommes à allouer en partant d'un système commercial existant sans changer matériellement le coût global de tout le complexe.

Le cobalt obtenu de la solution organique épurée en utilisant la méthode brevetée (Hubred, 1978) serait introduit à un certain point de l'usine de récupération du cobalt.

Élimination des déchets

Il existe peut-être d'autres méthodes, mais on suppose pour le moment que les modèles simulant les systèmes d'élimination des déchets correspondent aux méthodes classiques. Il y aurait lieu d'attribuer tous ces coûts, comprenant celui des terres, à la section "Élimination des déchets" plutôt que de les incorporer dans des postes de dépenses.

Pour le modèle général d'estimation, l'élimination des déchets est réalisée par leur endiguement derrière un remblai de terre où les déchets se déposent sous forme de boue.

Pour des données concernant d'autres systèmes et celui décrit ici, se reporter à: "Description of Manganese Nodule Processing Activities for Environmental Studies", Vol.2, **Transportation and Waste Disposal System.** août 1977, U.S. Department of Commerce.

CRITÈRES D'ÉVALUATION, RÉSUMÉ DES SECTIONS DE L'USINE

Aménagement du site et installations annexes

(1) Préparation du site*
  (i) Terrain (l'élimination des déchets n'est pas incluse)

(2) Installations annexes*
  (i) Lignes haute tension
  (ii) Routes d'accès
  (iii) Voies ferrées
  (iv) Alimentation en eau

---

* Coût spécifique au site

(3) Frais généraux pour le terrain (voir le texte)

(4) Services sur le chantier (voir le texte)

Installations secondaires

(1) Terminal maritime* (comme simulé pour un site spécifique, pourrait comprendre: quais, monobouée, entrepôts, stockage des matériaux, etc.)

(i)	Consommation de matières premières:	3 887 269 tmh/an 2 721 000 tms/an
(ii)	Stockage temporaire dans l'installation portuaire (équivalant à la capacité d'un minéralier)	70 000 tmh (pour une distance du site de 2 500 mètres)
(iii)	Déchargement (Marconaflo)	3 000 tmh/h

(2) Transport du minerai* (par voie terrestre à partir du port jusqu'à l'intallation de traitement).

(3) Bâtiments secondaires (voir le texte).

(4) Production des gaz
  (i) Usine d'oxygène
  (ii) Production de CO_2

Constitution de réserves, récupération et manutention

(1)	Bilan sommaire: Quantité annuelle Utilisation de l'usine	 3 887 269 tmh 330 j/an
(2)	Stocks de nodules Type Stockage de la charge d'alimentation des nodules Masse volumique apparente des nodules (drainés, saturés d'eau)	 Bassin de stockage 706 776 tmh 1,07 tmh/m^3
(3)	Composition des nodules:	voir Tableau 1
(4)	Stocks de réserves de matières premières	voir Tableau 3

---

* Coût spécifique au site

Lixiviation par réduction

(1) Lixiviation exothermique	
pression	ambiante
température	augmentation de 40° C à 46°-50° C.
temps de séjour	20 minutes par étape
pH (à 50° C)	10,6
(2) Composition de la solution	NH_3 et CO_2 Fig.1
	Cu (total) 5,3 g/l
	Ions cuivreux 3,0 à 5,0 g/l
	Nickel 6,1 g/l

Gaz réducteur (comme recommandé par Szabo, 1976)

CO	40 à 60 %
H_2	40 à 45 %
H_2O	6 à 12 %
N_2	1 %

(Consommation annuelle de carbone de 176 500 tm/an en supposant un rendement de 100 %)

Taux de précipitation des solides	Inconnu: addition d'un floculant non spécifié; (voir Davies et Goldberg, 1978). Les solides contiennent des argiles fortement hydratées.
Lavage	Avec une solution recyclée de carbonate d'ammonium.

Extraction par solvants

(1) Rapports phase organique/phase aqueuse	Extraction 1,7
	Solution d'épuration n°1 3,3
	Solution d'épuration n°2 1
	Solution de dépouillage du Ni 7,7
	Solution de dépouillage du Cu 3,2
(2) Composition de la phase organique	40 % v/v LIX 64N dans du kérosène

(3) Étapes - 3 Étapes d'extraction. Temps de séjour de 3 min. dans chaque étape.
2 Étapes d'épuration primaire, bicarbonate d'ammonium, temps de séjour de 3,75 min. dans chaque étape.
2 Étapes d'épuration secondaire, sulfate d'ammonium, temps de séjour de 3 min. dans chaque étape.
3 Étapes d'épuration du Ni, acide sulfurique à un pH 3, temps de séjour de 7,5 min. dans chaque étape.
2 Étapes d'épuration du Cu, 160 g/l de H_2SO_4, temps de séjour de 3,75 min. dans chaque étape.

(4) Trains d'extraction

Aucune supposition n'a été faite quant à la division des étapes d'extraction par solvants en plusieurs trains. Notons que l'usine de cuivre de Nchanga Consolidated Copper Mines Ltd. où l'on procède par extraction par solvants/afinage électrolytique dispose de quatre trains dont chacun peut traiter 820 m^3/h de liqueur riche. L'usine de traitement des nodules étudiée dans le présent rapport possède une capacité de 736 m^3/h de liqueur riche; par conséquent, il serait possible d'utiliser un seul train et d'économiser ainsi les coûts d'investissement.

Électrolyse

(1) Circuit du nickel:

Anodes insolubles	Plomb
Sacs - diaphragme pour la cathode	Sacs en dacron, tambours en P.V.C.
Feuille de départ	plaques supports acier inoxydable ou Ti
Température de l'électrolyte	63° C
Hotte de ventilation de l'anode pour l'oxygène	Polyéthylène
Densité du courant	17 A/pi^2
Rendement du courant	environ 94 %
Tension	3,5 V
pH du catholyte	3
Anolyte	40 g/l de H_2SO_4
Purification de l'électrolyte	Aucune, sauf pour l'extraction par solvants

(2) Circuit du Cu:

Anodes insolubles	Pb + 6 % de Sb
Densité du courant	16 A/pi^2 environ
Température de l'électrolyte	Feuilles de départ - 40° C Feuille commerciale 38° C
Solution d'entraînement	47 g/l de Cu, 145 g/l d'acide libre
Solution épuisée	37 g/l de Cu, 160 g/l d'acide libre

Circulation/réservoir de stockage pour drainage complet des premiers réservoirs

Béton des cuves	Garniture intérieure en PVC
Échangeurs de chaleur pour l'électrolyte	40° à 63° C pour le Ni 40° à 49° C pour le Cu 49° à 38° C pour le Cu

Élimination des déchets

Résidus de lixiviation	8 181 tms/an
Masse volumique des résidus	70 lb/pi^3
Aire d'élimination des résidus	20 acres/année
(100 pi de profondeur)	390 acres/20 années

TABLEAU 2

Récupération des métaux par le procédé Kennecott

Élément	Récupérations présumées						Quantité traitée		Quantité produite	
	Préparation de la charge d'alimentation	Lixiviation Lavage	Régénération	Extraction par solvants	Affinage électrolytique	Taux Global	tm/h	tm/an	tm/h	tm/an
Ni	100	90	0	99	100	89	4,98	39 456	4,43	35 116
Cu	100	90	0	100	100	90	4,29	34 014	3,87	30 613
Co	100	50 %	100	0	0	50 %	0,86	6 803	0,43	3 402

RÉSUMÉ DES PRODUITS NÉCESSAIRES

Nodules

La quantité annuelle de nodules humides livrés à l'usine de traitement pourrait être 3 887 269 tonnes métriques/année, soit 2 721 088 tonnes métriques/année de nodules secs.

On suppose que la quantité des stocks de réserves pour deux mois est 706 776 tonnes métriques de nodules humides.

Le minerai est transporté jusqu'au rivage par minéralier. La livraison jusqu'à l'usine peut se faire, selon le site considéré, par bateau, par voie ferrée ou par canalisation pour le transport de la boue.

Électricité

On estime que les besoins en électricité du procédé sont de 54 000 kW environ, dont la presque totalité peut être produite sur place.

Vapeur

Les besoins en vapeur du procédé sont de 1 900 lb/heure environ, dont 1 100 lb/heure environ peuvent servir à la production d'électricité.

On produit la vapeur indirectement à partir du carbone utilisé dans la lixiviation par réduction. On suppose que l'hydrogène provenant des rejets gazeux de la lixiviation est aussi brûlé pour produire de la chaleur, mais il serait souhaitable de vendre ce gaz (ce qui serait plus rentable selon les contraintes de commercialisation) et de compenser avec du charbon.

Eau

On considère les besoins en eau à 16,7 mètres cubes/minute.

Autres

Le tableau 3 présente les autres besoins annuels.

TABLEAU 3

Produits nécessaires

Produits	Besoins annuels	Besoins en stocks
Nodules (humides)	3 887 269 tmh/an	776,776 (8 semaines)
Charbon	690 000 tm/an	58,545
Mazout	11 440 tm/an	971
Calcaire	23 300 tm/an	1,977
Chaux	9 900 tm/an	
Oxygène	218 000 tm/an	
Ammoniaque	4 400 tm/an	
H_2S	4 000 tm/an	
H_2SO_4	500 tm/an	
Réactif pour échange d'ions	303 tm/an	
Floculant	1 000 tm/an	
Sulfure de sodium	1 250 tm/an	
Acide borique	180 tm/an	
Sel (NaCl)	240 tm/an	
Eau tour/produit chimique	600 tm/an	
Hydrogène	240 tm/an	

En l'absence d'indications contraires, les quantités stockées constituent une réserve pour 30 jours.

REFERENCES

Agarwal, J.C., Wilder T.C., 1974, "Recovery of Metal Values from Manganese Nodules", U.S. Pat. 3 788 841, 29 janvier 1974, 6pp.

Agarwal, J.C., et al., 1975, "Processing of Ocean Nodules - A Technical and Economic Review", Kennecott Copper Corporation, 1975, 25pp.

Agarwal, J.C., et al., 1976a, "A New Fix on Metal Recovery from Sea Nodules", **Engineering and Mining Jrnl.**, décembre 1976, pp. 74-78.

Agarwal, J.C., et al., 1976b, "Processing Manganese Nodules, A Technical and Economic Review", **J. of Metals**, Vol. 28, N° 4, pp. 24-31.

Agarwal, J.C., et al., 1976, "Metal Separation by Fluid Ion Exchange in the Processing of Ocean Nodules", AIME Annual Meeting, Las Vegas, 22 au 26 février, 1976, 13pp.

Agarwal, et al., 1978, "Kennecott Process for Recovery of Copper, Nickel, Cobalt and Molybdenum from Ocean Nodules", Preprint AIME Annual Meeting, Denver Colorado, 28 février au 2 mars, 1978, 6pp.

Anonyme, 1977a, "Description of Manganese nodule Processing Activities for Environmental Studies", Vol. I, **Processing Systems Summary**, U.S. Dept. of Commerce, Contract 6-35331, pp. 0-1 - 11-1.

Anonyme, 1977b, "Description of Manganese Nodule processing Activities for Environmental Studies", Vol. II, **Transportation and Waste Disposal Systems**, U.S. Dept. of Commerce, Contract 7-35169, pp. 0-1 - 7-3.

Anonyme, 1977c, "Description of Manganese Nodule Processing Activities for Environmental Impact Studies", Volume III, **Processing Systems Technical Analyses**, U.S. Department of Commerce, National Oceanic and Atmospheric Administration, Contract 6-35331, Office of Marine Minerals, août, pp. 1-1 - 14-60.

Anonyme, 1977d, "Technical and Economic Assessment of Manganese Nodule, Mining and Processing", Contract N°. 14-01-0001-2114, U.S. Dept. Interior, novembre 1977, 92pp.

Anonyme, 1974, "Improvements in or Relating to Process for Separating Metal Values from Complex Ores", British Pat. 1 367 945, 25 septembre 1974, 8pp.

Beck, R.R. et Messner M.E., 1970, "Copper, Nickel, Cobalt and Molybdenum Recovery from Deep-Sea Nodules", In; **Copper Metallurgy**, Editor, Ehrlich R.P., Metall. Soc. A.I.M.E. New York, 1970, pp. 70-83.

Brown, C.G., et al., "Modelling a Fluid Ion Exchange System", I.S.E.C., Toronto, 1977, 20pp.

Calahan, M.J. et Westwood J.V.B., 1975, "Manganese Nodules, Oceanology International '75", Conference Paper 1975, pp. 1-10.

Davies, D.S. et Goldberg, H.V., 1978, "Scale-up of Flocculation Behaviour in a Complex LLD Circuit", **LIM 17th Annual Conference of Metallurgists,** Montréal, Québec. 27 au 31 août 1978, 24pp.

Diedrich, F., 1977, "Special Aspects of Site Selection for Manganese Nodules Processing Plants".

Han, K.N., Hoover, M., Fuerstenau, D.W., 1974, "Ammonia-Ammonium Leaching of Deep Sea Manganese Nodules", **Int. Jour. Mineral Processing,** Vol. 1, pp. 215-230.

Hanson, C.K., 1968, "Exploratory Studies on manganese Sea Nodules. I", **Metals Recovery,** Bear Creek Mining Company, 1968, 13pp.

Hanson, C.K., 1968, "Metals Recovery from Manganese Sea Nodules", Bear Creek Mining Company, 1968, 22pp.

Hanson, C.K., Choi, I.K., Ramadorai, G., 1968, "Exploratory Studies on Manganese Sea Nodules; I", **Metals Recovery Interim Report,** Bear Creek Mining Company, 1968, 13pp.

Hanson, C.K., Ramadorai, G., Wu, S., 1968, "Metals Recovery from Manganese Sea Nodules", **Interim Report,** Bear Creek Mining Company, 1968, 22pp.

Hubred, G.L., et al., 1978, "Cobalt Stripping Process", U.S. Pat. 4 083 915.

Hubred, G.L., Agarwal, J.C. et Beecher, N., 1978, "Selective Stripping of Nickel from a Copper-Nickel Loaded LIX G4N Reagent", Kennecott Copper Corporation (Manuscrit non publié), 1978, 8pp.

Lancaster, F.H., 1976, "Underwater Mining (Part III) Coal Gold and Base Minerals of Southern Africa", août 1976, pp. 41-47.

Moreau, E.J., et al., 1976, "Manganese Nodule Pelletizing", U.S. Pat. 3 942 487, 9 mars 1976, 5pp.

Pasho, D.W., 1976, "The Kennecott Joint Venture". Comité ministériel de coordination de l'exploitation minière des fonds marins, Énergie, Mines et Ressources, Canada, manuscrit non publié, 18pp.

Pemsler, J.P., Litchfield, J.K., 1976, "Solvent-in-Pulp Extraction of Copper and Nickel from Ammoniacal leach Slurries", U.S. pat. 3 950 487, 13 avril 1976, 13pp.

Pemsler, J.P., Litchfield, J.K., 1977, "Steam Stripping of Ammoniacal Solutions and Simultaneous Loading of Metal Values by Organic Acids", U.S. Pat. 4 005 173, 25 janvier 1977, 6pp.

Redman, M.J., 1973, "Extraction of Metal Values from Complex Ores", U.S. Pat. 3 734 715, 22 mai 1973, 6pp.

Ritcey, G.M., 1976, "Review of the State of the Art of Processing Nodules", CANMET Laboratoires des sciences minérales, MRP/MSL 76-115(LS) février 1976, Ministère de l'Énergie, des Mines et Ressources, Canada.

Ritcey, G.M., Lucas, B.H., et Mackinnon, 1976, "The Kennecott Joint Venture, An Appraisal of the Processing", Laboratoires des sciences minérales, CANMET, 6 mai 1976, 8pp.

Schatz, C.E., 1971, "Observations of Sampling and Occurances of Manganese Nodules", **Offshore Technology Conference.**

Skarbo, R.R., 1973, "Extraction of Copper and Nickel from Manganese Nodules", U.S. Pat. 3 723 095, 27 mars 1973, 5pp.

Skarbo, R.R., 1973, "Extraction of Metal Values from Manganese Deep Sea Nodules", U.S. Pat. 3 728 105, 17 avril 1973, 5pp.

Skarbo, R.R., 1974, "Separation of Nickel from Salt Mixtures Containing Nickel and Other Metal Salts", U.S. Pat. 3 798 307, 19 mars 1974, 3pp.

Skarbo, R.R., Miguel, A.H., 1974, "Metal Recovery from Salt Mixtures of Copper and Metals more Electropositive than Copper", U.S. Pat. 3 810 971, 14 mai 1974, 7pp.

Szabo, L.J., 1976, "Recovery of Metal Values from Manganese Deep Sea Nodules Using Ammoniacal Cuprous Leach Solutions", U.S. Pat. 3 983 017, 28 septembre 1976, 15pp.

Wilder, T.C., 1973, "Two Stage Selective Leaching of Copper and Nickel from Complex Ore", U.S. pat. 3 736 125, 29 mai 1973, 3pp.

Wilder, T.C., Andreoia, J.J., 1973, "Recovery of Copper, Nickel, Cobalt and Molybdenum from Complex Ores", U.S. Pat. 3 753 686, 21 août 1973, 7pp.

Zimmerley, S.R., 1967, "Use of Deep Sea Nodules for Removing Sulfur Compounds from Gases", U.S. Pat. 3 330 096, 11 juillet 1967, 5pp.

ANNEXES

ANNEXE 1

Caractéristiques physiques des nodules (Gross et McLeod, 1977)

		Greenslate (1977) Volume des nodules			Fuerstenau et Han (1977)	Halbach et al. (1975)	Wiesz (1975)	
		1 cm^3	1 cm^3	Volume global			Pacifique	Atlantique
Masse volumique des nodules humides (g/cm^3)	Moyenne	1,95	1,78	1,88		1,99		
	Max.	2,09	2,18	2,15		2,08		
	Min.	1,69	0,52	0,52		1,94		
Masse volumique des nodules secs (g/cm^3)	Moyenne				1,42[a]	1,396	1,52	1,43[b]
	Max.				1,54	1,646		
	Min.				1,36	1,217		
Masse volumique des grains secs (g/cm^3)	Moyenne	3,49	2,99	3,26	3,41[c]	3,33[d]	3,8	3,53
	Max.	4,19	4,52	4,52	3,54	3,526		
	Min.	2,66	0,39	0,39	3,2	3,054		
Porosité (%)	Moyenne				58	58,31		
	Max.				62	62,64		
	Min.				52	55,20		
Taille des pores (um)	Moyenne				80 % entre 0,01 et 0,1		0,0069	0,0073
Volume des pores (cm^3/g)	Moyenne						0,4	0,41
Superficie spécifique (m^2/g)	Moyenne				198		230	226
	Max.				287			
	Min.				118			
Teneur en H_2O	Moyenne	44,2	45,7	44,8[e]	14,0[f]			
	Max.	56,6	60,2	60,2	17,1			
	Min.	22,4	12,5	12,5	9,9			

a indiqué comme étant "Masse volumique apparente"
b indiqué comme étant "Masse volumique des particules"
c indiqué comme étant "Masse volumique réelle"
d indiqué comme étant "Masse volumique des solides"
e Teneur en eau, déterminée par séchage jusqu'à masse constante à 105° C, exprimée en pourcentage de la masse sèche d'une concrétion. Pour convertir en pourcentage la masse humide d'une concrétion, multiplier par 0,67 (facteur approximatif).
f Séchées à 110° C; la méthode n'est pas précisée.

RÉFÉRENCES CITÉES A L'ANNEXE I

Frazer, J.Z. 1977: "Manganese nodule reserves: an updated estimate"; **Marine Mining,** vol. 1, no 2, pp. 103-123.

Frazer, J.Z. et Arrhenius, G. 1972: "World-wide distribution of ferromanganese nodules and element concentration in selected Pacific nodules"; Tech. Rept. 2, **Int. Decade Ocean Explor.,** 51 pp.

Fuerstenau, D.W. et Han, K.N. 1977: "Extractive metallurgy"; In: G.P. Glasby (Editor), **Marine Manganese Deposits,** Elsevier, Amsterdam, pp. 357-390.

Greenslate, J. 1977: "Manganese concentration wet density: a marine geochemistry constant"; **Marine Mining,** vol. 1, n° 2, pp. 125-148.

Gross, G.A. et McLeod, C.R. 1977: "Geology, Mineralogy and Geochemistry of Manganese Nodules", Rapport interne préparé pour le Comité ministériel de coordination de l'exploitation minière des fonds marins, Commission géologique du Canada, 43 pp.

Halbach, P., Ozkara, M. et Hense, J. 1975: "The influence of metal content on the physical and mineralogical properties of pelagic manganese nodules"; **Mineral Deposits,** vol. 10, pp. 397-411.

Horn, D.R., Delach, M.N. et Horn, B.M. 1973: "Metal content of ferromanganese deposits of the oceans"; Tech. Rept. 3, **Int. Decade Ocean Explor.,** 51 pp.

Kaufman, R. 1974: "The selection and sizing of tracts comprising a manganese nodule ore body"; Proc. 1974 Off. Technol. Conf. OTC 2059.

Ku, T.L. 1977: "Rates of accretion"; In: G.P. Glasby (Editor), **Marine Manganese Deposits.** Elsevier, Amsterdam, pp. 249-267.

Sorem, R.K. et Fewkes, R.H. 1977: "Internal characteristics"; In: G.P. Glasby (Editor), **Marine Manganese Deposits,** Elsevier, Amsterdam, pp. 147-183.

Weisz, P.B. 1975: "Ferromanganese nodules - their use as catalysts"; In: Pasho, D.W., McLeod, R. and Welwood, R.: Summary of talks given at the Sixth Underwater Mining Institute, Madison, Wisconsin, 2 ou 3 octobre 1975, R.M. and C.B. Int. Rept. 75-2, 6-11.

ANNEXE II

Notes sur les pourcentages massiques

Les pointillés de la Figure 2 indiquent des prélèvements pour lesquels aucune quantité n'a été évaluée, mais qui peuvent être nécessaires pour limiter les éléments qui autrement risquent de s'accumuler dans les solvants. Selon Kennecott, ni les chlorures ni les métaux légers n'entrent dans les solvants. Néanmoins, les nodules contiennent de petites quantités de la plupart des éléments du tableau périodique; il est alors raisonnable de prévoir la nécessité de faire des prélèvements dans le circuit d'extraction par solvants. Les prélèvements aux étapes 23 et 26 contiennent probablement du nickel récupérable. Etant donné la faible densité de la pulpe dans le circuit des résidus (étape 14), il n'y a aucun risque d'accumulation d'impuretés dans la liqueur de lixiviation recyclée.

Szabo fait état d'un prélèvement du condensat. Cela semble peu probable, à cause du déficit apparent en eau dans le circuit.

Aucun filtre de traitement final n'a été inclus pour l'eau de refroidissement ou l'eau de compensation de la chaudière.

Aucune évaluation n'a été faite pour les additifs ajoutés aux cuves d'électrolyse ou pour les réactifs de neutralisation utilisés lors du traitement de l'effluent. On pourrait récupérer le bioxyde de carbone à partir des rejets gazeux de la lixiviation par réduction et ainsi régénérer les solutions de la lixiviation et d'épuration, mais rien n'a été fait pour tenter d'évaluer le pourcentage recyclable.

Aucune évaluation n'a été faite quant à la compensation des solvants, et pour simplifier le schéma on n'a pas inclus la récupération des solvants à partir des raffinats, des électrolytes d'entraînement et des produits. Néanmoins, on aurait besoin de produits de coalescence pour récupérer les solvants.

Rien n'a été prévu pour les cuves d'épuration de la solution provenant de l'électrolyse, ni pour les circuits de lavage des électrodes ni pour la récupération et le traitement des boues anodiques.

ANNEXE III

Comparaison: présente étude/EIC

1) Compositions moyenne présumée des nodules (% en masse sèche): tirée d'Anonyme (1977c Tableau 4.1)

	Présente étude	EIC[1]
Al	6,50	3,42
Si	14,50	8,62
P	,05	,19
K	,90	1,27
Ca	1,65	2,03
Ti	,50	,57
Mn	27,00	31,69
Fe	5,00	10,77
Co	,25	,25
Ni	1,45	1,65
Cu	1,25	1,39
Zn	,15	,19
Sr	,06	,10
Mo	,06	,06
Ba	,05	,05
Pb	,05	,06
V	,05	,05
As	,005	,006
Mg	1,50	1,77
S	,50	,13
C	,01	,13
Na	2,50	2,79
H_2O	-	-
Pertes à la calcination	20,00	26,60

"Nodule étalon": composite, nodule du Pacifique central.
-: néant
[1]Séchée à l'air (21,0 % H_2O) rapportée à la masse sèche (Tableau 4.1).

2) Certains paramètres: tirés d'Anonyme (1977a, Tableau 5.1)

	Présente étude	EIC
Vitesse d'alimentation des nodules humides (tm/j)	11 779	11 212
Teneur en eau (% masse humide)	30	40 *
Vitesse d'alimentation des nodules (à 0% de H_2O)	8 246	6 667

* La EIC suppose une teneur en eau de 40 % (% masse humide) avec perte de 60 % par drainage de l'eau qui se trouve dans les pores accessibles.

3) Production de métal (tm/an): tirée d'Anonyme (1977a, Tableau 5.1)

	Présente étude	EIC
Nickel	35 116 (89)	33 000 (91)
Cuivre	30 613 (90)	27 000 (88)
Cobalt	3 402 (50)	3 900 (71)

( ) Récupération à partir du procédé: teneur en métal établie à partir de la vitesse d'alimentation des nodules à 0 % de H_2O; dans le tableau, composition moyenne supposée des nodules.

4) Facteurs (valeurs de la EIC x facteur = valeurs dans la présente étude)

nodules (humides)	1,05
nodules (secs)	1,24
nickel	1,06
cuivre	1,13
cobalt	0,87

ANNEXE IV

Principales pièces d'équipement et installations

Constitution des réserves, récupération et manutention

Bassin de stockage de la charge d'alimentation
Roues à augets, drague ou système de contrôle
Équipement mobile du chantier
Convoyeurs à courroie
Bennes et trémies intermédiaires
Tamis et aimants pour éliminer les déchets
Pompes
Broyeur(s) à barreaux
Cyclone(s)
Épaississeur(s)

Régénération et traitement de l'effluent

Colonnes d'absorption
Matériel pour la suspension
Boucles pH
Manomètre
Tour de refroidissement/échangeur de chaleur
Réacteur d'épuration de vapeur (pulpe)
Colonne d'épuration de vapeur (solution)
Colonne d'épuration de vapeur (précipité du sulfure)
Équipement pour l'injection de vapeur
Condenseur(s)
Chaudière
Filtres-presses
Pompes
Bassins pour le traitement de l'effluent
Réservoirs d'équilibre

Extraction par solvants

12 mélangeurs-décanteurs
Produits de coalescence pour éliminer la solution organique dans les électrolytes d'entraînement (Ni et Cu)
Pompes (moteurs antidéflagrants)
Mélangeurs
Système d'aspiration pour l'élimination des déchets solides
Centrifugeuse pour récupérer la solution organique contenue dans les déchets solides
Réservoirs d'équilibre
Débitmètres et appareils de réglage du débit
Indicateurs de température
Sondes de continuité de phase
Indicateurs de pH

Électrolyse

Cuves (béton revêtu de pVC)
Anodes de plomb
Barres de jonction
Sacs-diaphragme en tissu
Plaque-support de feuille de départ (Ti)
Plateaux pour épuration
Matériel de coupe/ébarbage
Équipement de distribution à mailles
Matériel de redressement
Équipement de levage/transport des électrodes
Ventilation
Collection, stockage et traitement des boues anodiques
Système de distribution des solutions
Matériel de préparation/distribution des réactifs
Réservoir d'équilibre/stockage de la solution (anolyte et catholyte)
Plateaux de stockage des électrodes
Pesage des cathodes
Echangeur de chaleur
Centrifugeuse ou cellule de flottation
Bassin de retour des solvants

le 30 septembre 1982